

旋回流場における微粒子分離に関する研究

Classification of fine particles by a free vortex cyclone

冬 木 正

提出 平成7年4月

旋回流場における微粒子分離に関する研究

Classification of fine particles by a free vortex cyclone

冬木 正

提出 平成 7 年 4 月

博士論文

旋回流場における微粒子分離に関する研究

Classification of fine particles by a free vortex cyclone

金沢大学大学院自然科学研究科
システム科学専攻
エネルギーシステム講座

学籍番号	92-2211
氏 名	冬木 正
主任指導教官	金岡 千嘉男教授

目次

第 1 章	序論	1
1－1	分級	1
1－2	サイクロン	5
1－3	既往の研究	7
1－4	本研究の概要	8
	使用記号	11
	引用文献	11
第 2 章	実験および評価方法	13
2－1	実験装置	13
2－2	供試粉体	19
2－3	実験方法	24
2－4	評価方法	24
2－5	粒度分布測定法	26
	使用記号	30
	引用文献	31
第 3 章	サイクロン形状と分離性能	32
3－1	入口形状および気流出口管	32
3－1－1	実験装置および方法	32
3－1－2	結果および考察	33
	(i) 入口形状の影響	33
	(ii) 出口管径の影響	36
	(iii) 出口管挿入長さの影響	40
3－2	円錐部	44
3－2－1	実験装置および方法	44
3－2－2	結果および考察	45
3－3	内壁面粗さ	48
3－3－1	実験装置および方法	48
3－3－2	結果および考察	49
3－4	胴体部形状	55
3－4－1	実験装置および方法	55
3－4－2	結果および考察	56

3-5	結言	59	第6章	スケールアップと分級性能	101
	使用記号	60	6-1	スケールアップ	101
	引用文献	60	6-1-1	限界粒子径の理論計算	101
第4章	サイクロン内の流れと圧力損失	61	6-1-2	実験装置および方法	104
4-1	サイクロンの圧力損失	61	6-1-3	結果および考察	106
4-1-1	実験方法	61	6-2	2連式サイクロン	115
4-1-2	結果および考察	62	6-2-1	分離性能の理論計算	115
4-2	サイクロン内の流れ	64	6-2-2	実験装置および方法	117
4-2-1	実験装置および方法	64	6-2-3	結果および考察	118
4-2-2	結果および考察	66	6-3	結言	125
4-3	蛇管の圧力損失	68		使用記号	126
4-3-1	実験装置および方法	68		引用文献	127
4-3-2	結果および考察	69	第7章	結論	128
4-4	蛇管によるサイクロン内部流れのモデル化と圧力損失	72		謝辞	
4-4-1	サイクロン円筒内気流のモデル化と理論圧力損失の計算	72			
4-4-2	蛇管モデルと圧力損失実測値との比較	75			
4-5	結言	76			
	使用記号	77			
	引用文献	77			
第5章	サイクロン集塵室における分離粒子の再飛散とその抑制	79			
5-1	集塵室寸法	79			
5-1-1	実験装置および方法	79			
5-1-2	結果および考察	80			
5-2	ブローダウン	84			
5-2-1	実験装置および方法	84			
5-2-2	結果および考察	86			
	(i) ブローダウン量の影響	86			
	(ii) ブローダウン高さの影響	87			
5-3	集塵室円錐	90			
5-3-1	実験装置および方法	90			
5-3-2	結果および考察	93			
	(i) 巻き上げ抑制効果	93			
	(ii) 整流効果	94			
5-4	結言	98			
	使用記号	99			
	引用文献	99			

第1章 序論

1-1 分級

新素材やエレクトロニクスなどの先端技術分野では、特性向上の必要性から原料粉体の高純度化、微粉化が進んでおり、最近ではサブミクロン粒子と呼ばれる粒径 $1\mu\text{m}$ 以下の微粉の使用も珍しくない。多くの場合、微粉体は粉砕によって製造されるが広い粒度分布を持っている。このため、目的粒径の粒子を得るには何らかの方法で分級せざるを得ない。しかし、 $1\mu\text{m}$ 以下の分級径を持ち、実用レベルの処理量と高精度な分級を達成できる装置はほとんどない。

分級とは広義では「粉粒体の粒子を何らかの特性の差によって分別する」操作であるが、狭義では「粉粒体の粒子の大きさの差によって分別する」操作である。そこで、本研究でも分級を狭義のものとして定義することにする。

分級には種々の方法があるが、一般的には篩の目開きにより粒子の大きさを判定し分級する篩分けと気体や液体から力学的な作用を受けた粒子の挙動が、粒子の大きさによって違うことを利用する流体分級に大別できる。

流体分級はさらに使用する流体によって湿式と乾式に分類できる。Table 1-1に両者の特徴を示す。両者とも利用する力により重力、慣性力、遠心力等に分けられる。湿式分級は液体と分散剤を併用することによりほぼ完全な分散状態を作り出すことができ、精度の高い分級はできるが、反面液体の粘性が気体と比べ著しく大きいので、分級径を小さくすることが難しい。粒子の沈降を例に取って述べる。重力場での自由沈降速度はストークスの沈降速度式Eq.(1-1)により、また、遠心力場での沈降速度はEq.(1-2)より表される。

$$u = \frac{g(\rho_p - \rho)}{18\mu} D_p^2 \quad (1-1)$$

$$u = \frac{r\omega^2(\rho_p - \rho)}{18\mu} D_p^2 \quad (1-2)$$

ここで、 u は沈降速度、 D_p は粒子径、 μ は流体の粘性係数、 ρ_p は粒子密度、 ρ は流体密度、 r は回転半径、 ω は角速度である。

Table 1-2に空気および水の物性と粒子径 $D_p=1\mu\text{m}$ 、密度 $\rho_p=2\text{g/cm}^3$ の粒子の重力下での沈降速度を示す。粒子密度 ρ_p は水の密度 ρ_w とほぼ同じオーダーであり、また空気の密度 ρ_a は粒子密度 ρ_p に比べ $\rho_p \gg \rho_a$ である。水の粘性係数は空気の粘性係数の約55倍である。したがって、Eqs.(1-1), (1-2)より、同一密度、同一粒径の粒子の水中での沈降速度は空気中での沈降速度に比べ著しく遅くなる。つまり、湿式法には分離粒子径を小さくすることが難しく、分離に長時間を要するなどの問題点がある。さらに湿式分級を工業的に利

用した場合、その多くは分級した製品を乾燥する必要があるなど解決しなければならない課題は多い。乾式分級により湿式分級の分級精度が実現できれば工業的意味は大きい。

Table 1-1 Feature of wet and dry classification

	Wet	Dry
Dispersion of feed powder	easy	need strong dispersion
Classification velocity	low	high
Classification sharpness	very good	good

Table 1-2 Terminal settling velocity in air and water (20℃、1atm)

	Air	Water
Density ρ (kg/m ³)	1.204	998.2
Fluid viscosity μ (mPa・s)	0.0182	1.002
Terminal settling velocity of particle (D _p =1μm,ρ _p =2g/cm ³) (m/s)	6.06x10 ⁻⁵	5.4x10 ⁻⁸

Table 1-3に乾式分級法を分離作用機構により分類した分類表を示す。現在工業的には篩分けと流体分級がほとんどである。篩分け以外は粒子径に関係する相対的な作用力により分離が行われる。静電気あるいは磁気による分級は技術的には可能であるが、工業的にはあまり使われていない。

Fig.1-1(a)～(c)に各分級法の原理図を示す。(a)重力分級は重力と気体抗力のバランスにより分級を行う。構造が簡単で、粗粒の分級は可能であるが、精密分級には適さない。(b)慣性分級は慣性力と気体抗力のバランスにより分級を行う。粗粒の分級は可能であるが一部を除いて精密分級には適さない。(c)遠心分級は強制渦による遠心分級と自由渦あるいは半自由渦による遠心分級に大別される。(c-1)強制渦遠心分級は回転ローターで外部駆動により強制渦を作るので構造が複雑になり、動力もかかるが分級精度は優れている。(c-2)自由渦・半自由渦による遠心分級は自由渦・半自由渦により粒子に遠心力が与える方式で、サイクロンに代表され、集塵装置として広く利用されている。多くの場合、装置は回転部を持たないので構造が簡単であるが、これまでは分級精度はよくなかった。

Table 1-3 Dry classification

mechanism				feature	instruments	
absolute classification	sieve classification	sieve (aperture)		structure:simple, scale:small cut size:20μm ~ sharpness:very good capacity:small	vibrating screen shifter	
relative classification	fluid classification	gravitational classifier (gravity)		structure:simple, scale:small cut size:200 ~ 2000μm sharpness:bad capacity:small	horizontal type vertical type	
		inertial classifier (inertial force)		structure:simple cut size:10 ~ 250μm sharpness:not good capacity:large	straight line type curved line type	
				structure:simple cut size:0.5 ~ 50μm sharpness:good capacity:large	elbow jet variable impactor	
		centrifugal classifier (centrifugal force)	forced vortex	structure:complex cut size:0.5 ~ 100μm sharpness:very good capacity:large	turbo classifier acucut classifier	
			free vortex	structure:simple, scale:small cut size:1 ~ 20μm sharpness:good capacity:small	cyclone	
		diffusional classifier (diffusion)		structure:simple, scale:small cut size: ~ 0.1μm sharpness:very good capacity:small	diffusion battery	
		electrostatic classification (electrostatic force)	electrostatic corona discharge friction electrification alternating electric field		structure:simple cut size: ~ 74μm sharpness:not good capacity:small	
		magnetic classification (magnetic force)	static magnetic field alternating magnetic field		structure:simple, scale:small cut size:5μm ~ sharpness:not good capacity:small	

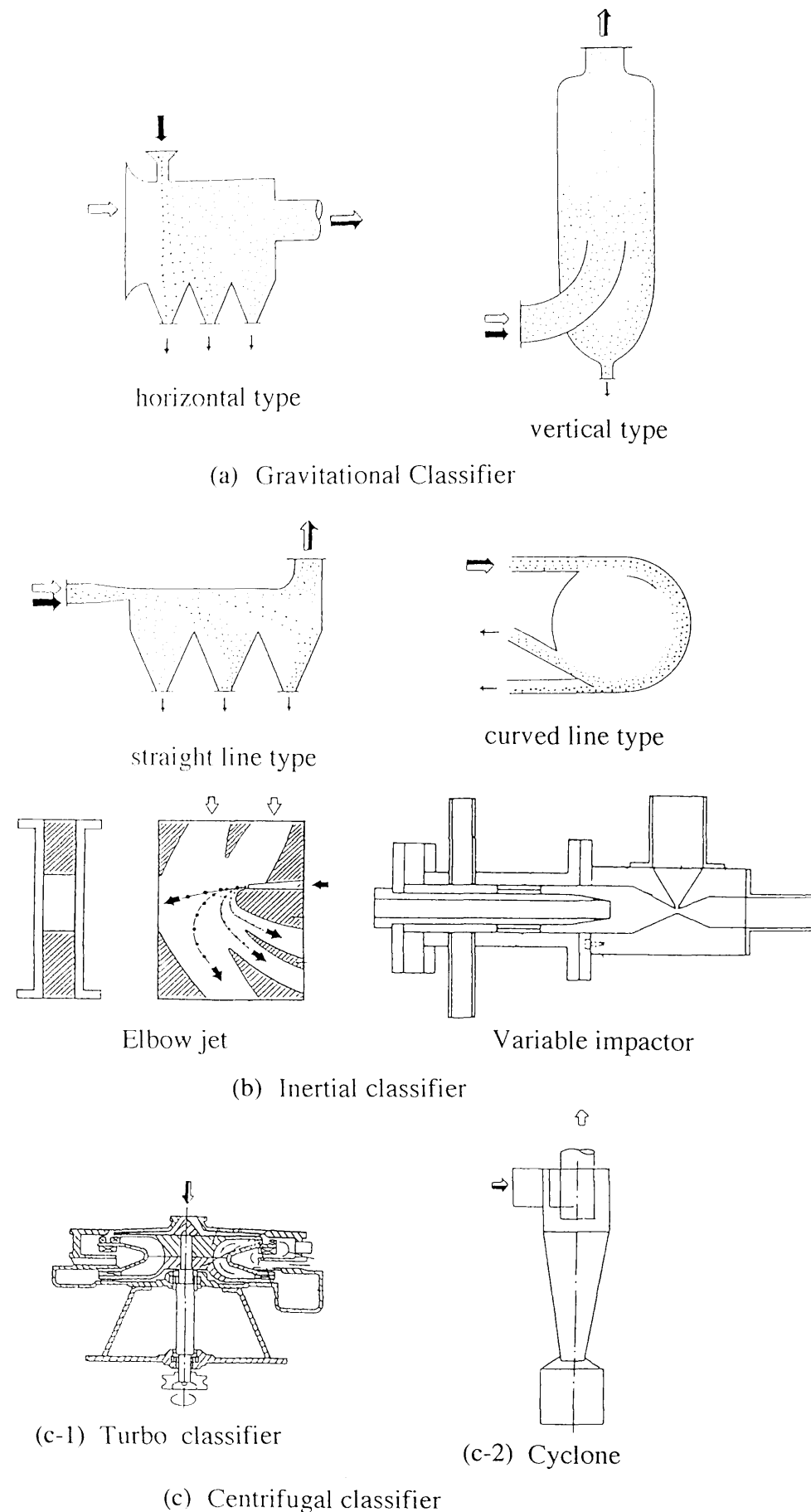


Fig.1-1 Classification equipments

1-2 サイクロン

サイクロンは回転部を持たず構造が簡単で、安価に製作できるため、主に補助集塵装置として工業プロセスに広く利用されている。既設装置の多くは分級精度がよくなく、次節で紹介する既往の研究もほとんどが集塵装置としてのものであり、分級機としての検討はあまりされていない。しかし、サイクロンは原理的に気流速度を上げれば大きな遠心力が得られるので、分離径を小さくでき、しかも処理量を大きくとれるので工業装置としての可能性がある。したがって、サイクロンの微粒子分離特性を明らかにすることは重要な問題である。

Fig.1-2にサイクロンの構造図を示す。サイクロンは含塵気流導入部 a、円筒部 b、円錐部 c および清浄気流排出部 d からなる本体と気流より分離された粒子の回収部である集塵室 e より構成されている。

気流は a より導入され、壁面に沿って流れることにより旋回流を形成し下降し、円錐部 c で更に加速され、その後反転し、上昇流となって d より系外へ排出される。また、気流の一部は集塵室に流入する前に円錐部 c で反転し、d より系外へ排出される。

粒子は旋回流により遠心力が与えられ、遠心力と抗力のバランスにより粗粒子は壁方向に移動する。気流より分離された粒子は壁面に沿って下降し集塵室で回収される。十分に遠心力が与えられない微粒子は円錐部での反転気流とともに系外へ排出される。また、集塵室については本来粒子だけが落下する所であるが開孔部があるため気流の一部が入り、再飛散の原因となっている。

集塵装置としてのサイクロンは気流からどれだけ多くの粒子を除去できるかで評価される。しかし、サイクロンを分級機として評価する場合には、捕集効率だけでなく、各粒径ごとの捕集効率を表す部分分離効率、分離径、分級の鋭さなどについても評価しなければならない。

Fig.1-3に部分分離効率の一例を示す。遠心力と抗力のバランスにより分離を行うサイクロンでは、理想的にはFig.1-3の(1)のように遠心力と抗力が等しくなる粒径 D^* を境にそれより大きい粒子は100%捕集されるはずである。しかし、実際の運転においては(2)あるいは(3)のような分離曲線となる。サイクロンを分級機として用いる場合、(2), (3)の特性曲線をいかに(1)に近づけるかが重要となる。

部分分離効率曲線において部分分離効率が50%となる粒子径を50%分離径あるいは分級径といい、 D_{p50} で表す。また、分級の鋭さを表す指標として次式で定義される分級精度指数 κ がある。

$$\kappa = \frac{D_{p25}}{D_{p75}} < 1 \quad (1-3)$$

ここで、 D_{p25} は部分分離効率における25%粒径、 D_{p75} は部分分離効率における75%粒径

である。

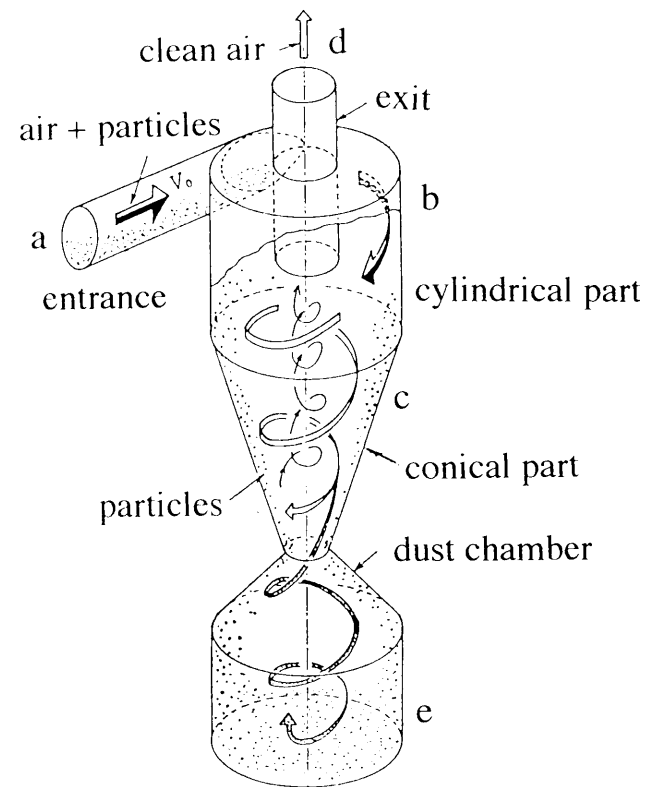


Fig.1-2 Schematic diagram of cyclone

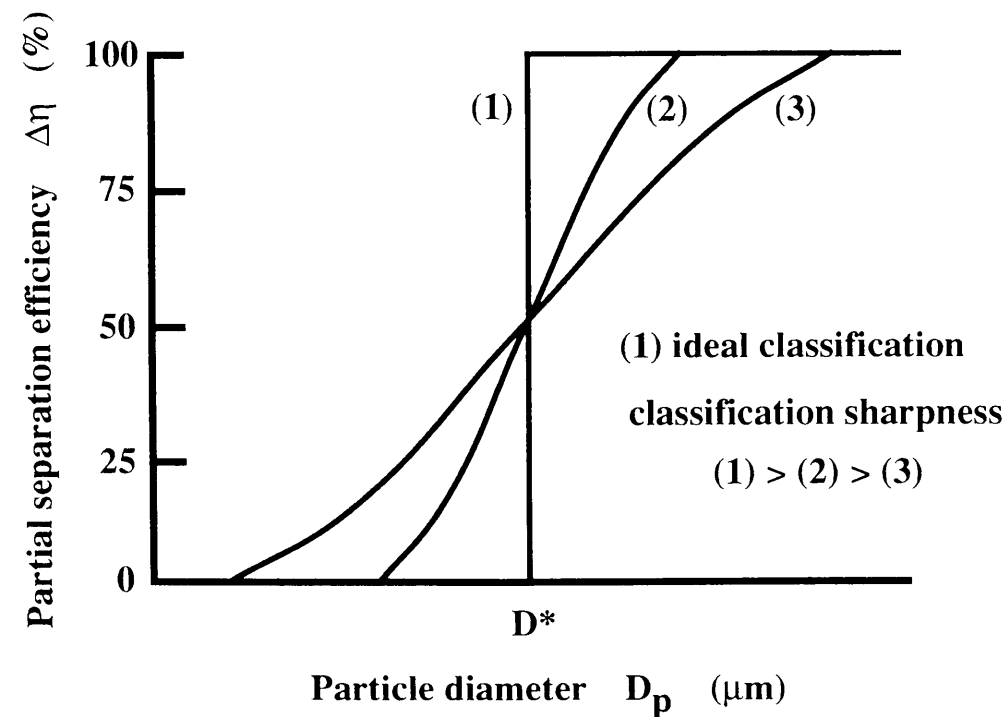


Fig.1-3 Partial separation efficiency

1-3 既往の研究

1886年アメリカのモースによって円錐型サイクロンの特許が取得されて以来、サイクロンに関して多くの研究がなされている。近年においても欧州を中心に研究^{1)~11)}が盛んである。しかし、そのほとんどが集塵機としての研究であり、分級機として検討したものはほとんどない。また、その捕集粒子径も数十 μm 前後のものがほとんどで、 $1\mu\text{m}$ 以下の粒子を対象としたものは少ない。

Ramachandranら¹²⁾はサイクロン形状と捕集効率、Zhouら¹³⁾はサイクロン内壁面状態と捕集効率、Dirgo¹⁴⁾は捕集効率の理論計算と実験との比較、Mingxianら¹⁵⁾はサイクロンの最適形状の検討、Staudingerら¹⁶⁾はサイクロン形状と圧力損失を検討している。また、Baskakovら¹⁷⁾はサイクロン内部の流れの可視化、Trefz¹⁸⁾は3方向プローブにより内部気流速の測定、Zhou¹⁹⁾、Zhongli²⁰⁾、Behrouzi²¹⁾らはサイクロン内部気流の数値解析を行い内部気流状態を明らかにした。Cliftら²²⁾はサイクロン分離径のモデルを提案し、Sageら²³⁾は、集塵室から気流の一部を抽気するブローダウンにより捕集効率の向上を計っている。

しかし、それらはいずれもサイクロン本体だけに関するものであり、また、 $10\mu\text{m}$ 前後の大きい粒子を対象としていたり、捕集効率の評価だけであったりして、 $1\mu\text{m}$ 以下の微粒子を対象とした分級機としての検討はなされていない。

一方、集塵室は分離された粗粒子の回収を行うのが本来の目的であるが、粒子だけでなく気流の一部も入り込んでしまうため、ここでは流入した気流の反転が起こっており、その寸法あるいは気密性がサイクロン分離性能に影響を与える。装置の連続運転を行うためサイクロン粗粉回収には頻りにロータリーバルブが使用されるが、ロータリーバルブを使用すると集塵室を完全に密封することができず、サイクロンを負圧で使用した場合には、僅かではあるが大気が集塵室に流入する。集塵室の気密性が分離性能に影響をおよぼす例をFig.1-4に示す。図中、△はサイクロン粗粉回収のため集塵室底部にロータリーバルブを使用した場合であり、○は集塵室をほぼ完全に密封できるダブルダンパーを使用した場合の部分分離効率を示している。ダブルダンパーを使用した場合と比べロータリーバルブを使用した場合、分離効率曲線は高慣性側に移行し、曲線の傾きも緩やかになり、粗粉収率 η が97.9%から88.8%に低下し、分離性能の低下が認められる。実験は粗粉排出方法以外は全て同一の条件で行っており、両者の分離性能の差はロータリーバルブの使用に起因する集塵室からの空気漏れによるものと考えられる。以上のように集塵室は分離性能に大きな影響を与える。しかしながら、集塵室の分離性能への影響はまだ十分には検討されていない。

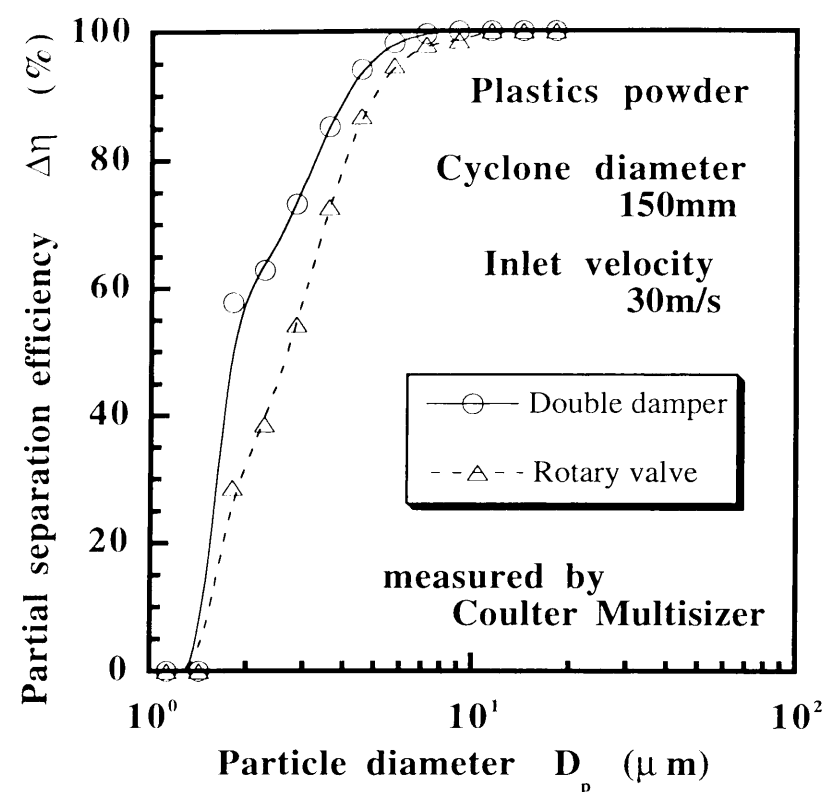


Fig.1-4 Partial separation efficiencies of cyclones with a rotary valve and a double damper

1-4 本研究の概要

本研究では、これまであまり研究が行われていない分級機としてのサイクロンに注目し、サイクロンの作り出す旋回流場における粒子分離特性をサイクロン形状と分離性能、サイクロン内の流れと圧力損失、サイクロン集塵室の分離性能への影響およびサイクロンのスケールアップについて検討した。そしてその結果を用いて、分離径が $1\mu\text{m}$ 以下で分級精度指数 κ が0.6以上の精度の高い粒子分離が可能なサイクロンの設計について検討した。

本研究は7章よりなる。以下に各章の内容を簡単に紹介する。

第1章 序論

本章では、本研究の背景および既往の研究の紹介と本研究の位置づけとその目的を述べた。1-1では本研究での分級の定義と各種分級機の種類、原理と特徴および問題点を示した。1-2ではサイクロンの構造と原理を示し、さらにその評価方法を述べた。1-3では既往の研究の紹介、1-4では本研究の位置づけと目的を述べた。

第2章 実験および評価方法

本研究を通じて共通するサイクロンをはじめとする実験装置および方法、供試粉体、評価方法、粒度分布測定法について述べた。

実験装置では、装置の構成と実験の目的上各構成要素に要求される性能およびその特徴、供試粉体では、実験に使用した粉体の真密度、粒度分布およびその特徴、評価方法では、本研究で用いた各評価方法の定義とその指標の意味合い、粒度分布測定方法では、各測定原理とその特徴を述べた。

第3章 サイクロン形状と分離性能

サイクロン入口、微粉出口、胴体部分の形状およびサイクロン内壁面粗さを変えて実験を行い、サイクロン内部の旋回気流の変化が分離性能へおよぼす影響について検討した。

入口形状では接線入口式、半円周渦巻入口式、全円周渦巻入口式のサイクロンを用いて実験を行い、入口形状の分離性能への影響を明らかにした。

微粉出口管では管径と挿入長さを変えて実験を行い、出口管の分離性能への影響を明らかにした。

内壁面粗さに関しては、サンドペーパーや突起物により内壁面粗さを変えサイクロン内部の旋回気流に微小な渦や乱れを生じさせて実験を行い、サイクロン内部気流の流動状態の分離性能への影響を明らかにした。

第4章 サイクロン内の流れと圧力損失

サイクロン内壁近傍の流れをトレーサー粒子を壁面に付着させることにより観察し、サイクロン内部の旋回流が蛇管状の気流であることを確認した。そしてモデル実験として種々の管径と回転直径を持つ蛇管の圧力損失の測定を行い、蛇管の圧力損失特性を調べた。さらにサイクロン内部の旋回流を蛇管によりモデル化し、実測値と比較検討した。

第5章 サイクロン集塵室における分離粒子の再飛散とその抑制

集塵室における粗粒子の巻き上げや気流の反転による粗粒子の微粉側への飛び込み等の再飛散現象について集塵室寸法、ブローダウンの流量および位置、集塵室円錐形状を変えて実験を行い、集塵室における粒子の再飛散が分離性能へおよぼす影響について検討した。

第6章 スケールアップと分離性能

形状は等しく直径が72mm、154mm、343mmの3種類のサイクロンについて分離性能実験を行い、スケールアップに伴う分離性能の変化について理論値と実験値とを比較検

討した。また、スケールアップにおける性能維持対策としてサイクロンを直列につなぐ2連式サイクロンを提案し、理論計算と実験値とを比較し、性能維持対策としての可能性を検討した。

第7章 結論

本研究で得られた結果を述べた。

本研究に関する発表論文を以下に示す。

1. Submicron particle classification by air cyclone (5章に相当)
 Iinoya, K., T. Fuyuki and Y. Yamada
 1st European Symposium, Separtion of Particles from gases (Nurnberg), 377～387 (1989)
2. Air cyclone classifier for submicron size (5章に相当)
 Iinoya, K., H. Hisakuni, E. Sue, T. Fuyuki and Y. Yamada
 Second World Congress Particle Technology, Part III, 120～126 (1990)
3. 小型ブローダウンサイクロンによる乾式サブミクロン分級 (5章、6章に相当)
 井伊谷鋼一，冬木正，山田幸良，久国浩之，陶 英一
 粉体工学会誌 vol 29, No.5, 351～355 (1992)
4. 異形サイクロンの集塵性能 (3章に相当)
 冬木正，山田幸良，井伊谷鋼一
 粉体工学会誌 vol 30, No.7, 490～495 (1993)
5. 蛇管内を流れるエアロゾル粒子の管壁への沈着と圧力損失 (4章に相当)
 冬木正，金岡千嘉男，江見準
 粉体工学会誌 vol 31, No.6, 396～401 (1994)
6. 蛇管モデルによるサイクロンの圧力損失の推定 (4章に相当)
 冬木正，古内正美，金岡千嘉男
 粉体工学会誌 vol 31, No.6, 390～395 (1994)
7. サイクロンスケールアップと分離性能 (6章に相当)
 井伊谷鋼一，冬木正，山田幸良，吉田英人
 (粉体工学会誌1995年8月号に掲載予定)

使用記号

D_p	: particle diameter	(m)
g	: gravitational acceleration	(m/s ²)
r	: rotation radius	(m)
u	: fluid velocity	(m/s)
κ	: classification sharpness index	(-)
μ	: fluid viscosity	(Pa s)
ν	: fluid kinetic viscosity	(m ² /s)
ρ	: density	(kg/m ³)
ρ_g	: density of gas	(kg/m ³)
ρ_p	: density of particle	(kg/m ³)
ρ_w	: density of water	(kg/m ³)
ω	: angular velocity	(rad/s)

引用文献

- 1) Iozia Donna Lee and David Leith : Aerosol science and Technology 12, 598-606 (1990)
- 2) Heumann William L. : Chemkcal Engineering, 118-123 June (1991)
- 3) Baskakov A. P., V. N. Dolgov and Y. M. Goldobin : Exp Therm Fluid Sci, 597-602, (1990)
- 4) Bohnet M. and T. Lorenz : 6th World Filtration Congresss, Nagoya, 479-482, (1993)
- 5) Minier J. P. and O. Simonin : Preprints of European symposium, 121-136, (1992)
- 6) Hoffman A. C., R. Jonge, H. Arends and C. Hanrats : Preprints of European symposium, 137-150, (1992)
- 7) Becker E. :Preprints of European symposium, 171-183 (1992)
- 8) Bernard J. G., J. Andries, K. R. G. Hein and B. Scarlett : Preprints of European symposium, 185-199 (1992)
- 9) Lorenz T. and M. Bohnet : Preprints of European symposium, 201-213 (1992)
- 10)Gulyurtru I., T. Trindade and I. Cabrita : Preprints of European symposium, 215-227 (1992)
- 11) Xiaolan L., C. Jianyi, J. Youhai and S. Mingxian : 6th World Filtration Congresss, Nagoya, 463-468, (1993)
- 12) Ramachandran G. and J. Drigo, D. Leith and H. Feldman : US Department of Energy grant DE-FG22-87PC79922 (1990)
- 13) Zhou L. X. and S. L. Soo : Powder Technology, 64, 213-220, (1991)
- 14) Dirgo John and David Leith : Aerosol science and Technology 4, 401-415 (1985)

- 15) Mingxian S., S. Guogang, W. Yunying and W. Xiaolin : 6th World Filtration Congresss, Nagoya, 469-473, (1993)
- 16) Staudinger G., J. Keuschnigg and M. Klupak : Preprints of European symposium, 109-119, (1992)
- 17) Baskakov A. P., V. N. Dolgov and Y. M. Goldobin : Exp Therm Fluid Sci, 597-602, (1990)
- 18) Trefz M. : Preprints of European symposium, 151-169 (1992)
- 19) Zhou L. X. and S. L. Soo : Powder Technology, 63, 45-63, (1990)
- 20) Zhongli J., W. Xiaolin and S. Mingxian : 6th World Filtration Congresss, Nagoya, 458-462, (1993)
- 21) Behrouzi P. and R. I. Crane : 6th World Filtration Congresss, Nagoya, 474-478, (1993)
- 22) Clift R., M. Ghadiri and A. C. Hoffman : AIChE Journal, 37, 2, (1991)
- 23) Sage P. W. and M. A. Wright : Filtration & Separation, January/February (1986)
- 24) 井伊谷鋼一、「新版集塵装置」 日刊工業新聞社 (1973)
- 25) 粉体工学会編、「粉体工学便覧」 日刊工業新聞社 (1986)
- 26) 日本粉体工業技術協会編、「粉体分級技術マニュアル」 広信社 (1990)
- 27) 日本粉体工業技術協会編、「微粒子工学」 朝倉書店 (1994)
- 28) 小川明、「サイクロン分離器」 アース社 (1980)
- 29) 亀井三郎編、「化学機械の理論と計算 (第2版)」 産業図書 (1975)
- 30) 流れの可視化学会編、「新版 流れの可視化ハンドブック」 朝倉書店 (1989)

第2章 実験および評価方法

本章では論文全体を通して共通する実験装置、実験方法、供試粉体、分離性能評価方法、粒度分布測定法について述べる。

2-1 実験装置

Fig.2-1に実験装置の概略を示す。実験装置は粉体供給部であるスクリーフィーダーおよび分散器、試験部であるサイクロン本体および集塵室、評価部であるフィルターから構成されている。集塵室には気流の一部を抽気するためのブローダウン抽気口が設けられており、下流にブローダウン粉回収用フィルターが設置されている。以下に各構成要素について述べる。

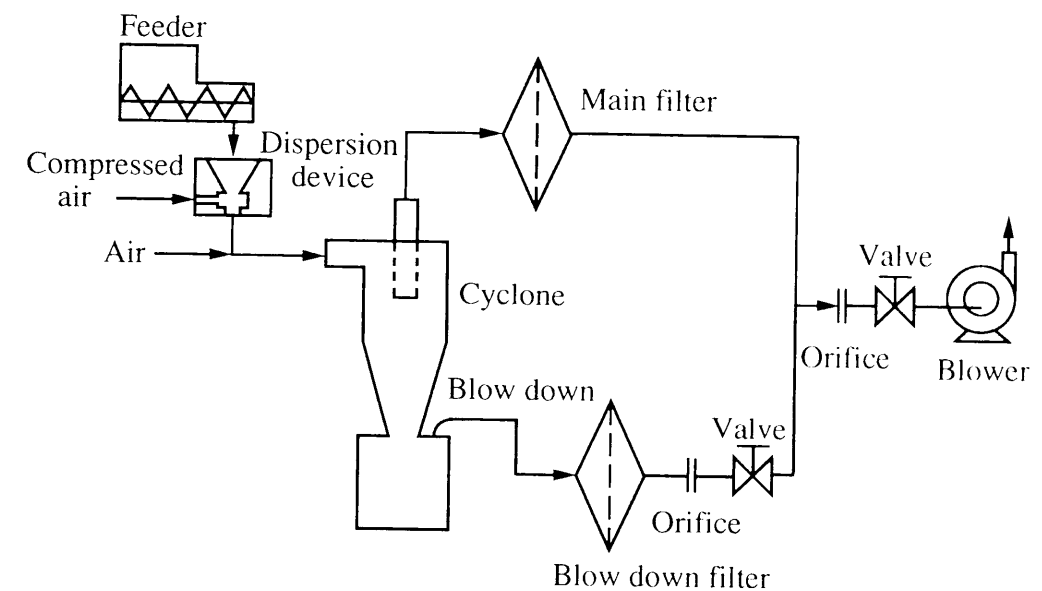


Fig.2-1 Schematic diagram of experimental apparatus

(1)サイクロン

Fig.2-2に本実験で主に用いた基本型サイクロンを示す。本サイクロンは、入口は矩形全円周渦巻形であり、粗粉出口直径はサイクロン気流出口管直径より若干大きくした。サイクロン入口は縦37mm、横17mmで、気流は入口部通過後、半径50mmと半径40mmの2つの半円を描き円筒部に接線方向から流入する。円筒部は内径72mm、長さ110mmで、円錐部は長さ200mm(テーパ4.6°)である。粗粉出口径は40mmで粗粉出口は集塵室に15mm入り込んでいる。気流出口管は内径31mmでその挿入長さは60mmである。本研究

ではサイクロン形状を変えて、分離性能を検討しているが、特に断りのない限り実験にはこの形式のサイクロンを使用した。

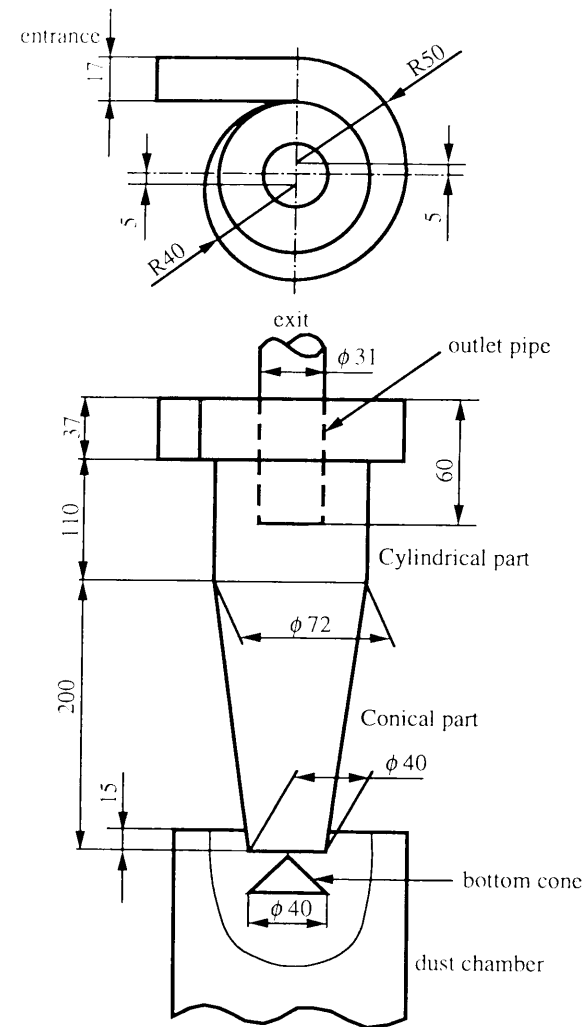


Fig.2-2 Schematic diagram of standard cyclone

(2)集塵室

Fig.2-3に実験に使用した集塵室を示す。集塵室は気流漏れによる影響をなくするため密封式とし、内径100mm、高さ200mmの円柱形を基本型とする。また、サイクロン集塵室より気流の一部を抽気するブローダウンを行えるよう集塵室上蓋部にはブローダウン抽気口を設けてある。ブローダウンは集塵室上蓋部のサイクロン中心軸から37mm離れた点から内径22mmの90°ベント円管により行った。本研究では集塵室底部中心からのブローダウンも行っているが、特に断りのない限り、ブローダウンは集塵室上蓋部から行うものとする。

また、サイクロン粗粉出口に集塵室からの粒子の再飛散を抑制する目的として円錐形の障害物(以後集塵室円錐と呼ぶ)を設けた実験を一部行っている。Fig.2-4に集塵室円錐

を示す。集塵室円錐は投影図形の頂角が90°、底面の直径はサイクロン粗粉出口径と等しいものを基本型とする。本報告では基本型円錐以外に投影図形の頂角が60°のものや中空円錐を用いて実験を行っているが、特に断りのない限り集塵室円錐を設置する実験には基本型円錐を使用するものとする。円錐設置位置は円錐の頂点がサイクロン粗粉出口と同一面にくる位置を基本とする。

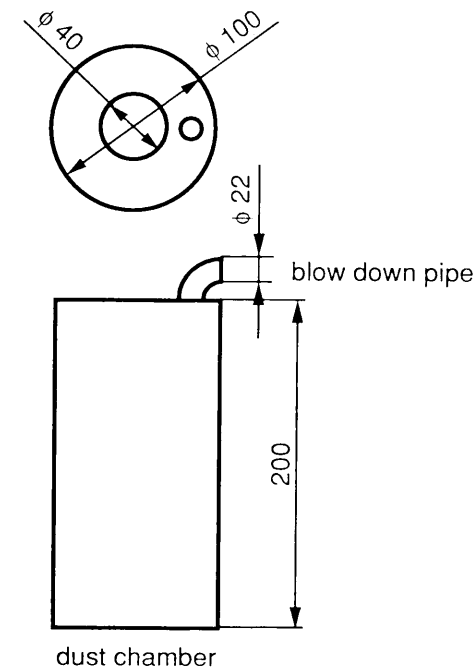


Fig.2-3 Schematic diagram of dust chamber

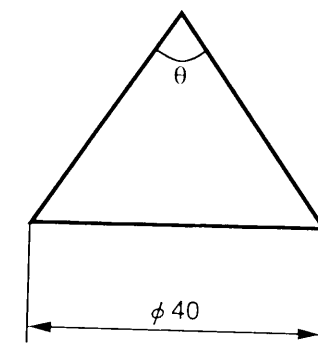


Fig.2-4 Schematic diagram of bottom cone

(3)フィーダー

供給粉塵濃度によりサイクロンの分離性能が変化することは予備実験によりすでに確認されており、実験時の粉塵濃度を一定に保つことはサイクロンの分離性能を評価する上で重要である。そのため、粉体供給部であるフィーダーには供給量の安定性が要求される。Fig.2-5に本実験で用いたフィーダーを示す。フィーダーはホッパー容量1000cm³のスクリータイプのフィーダーで、スクリー回転数は2~50rpmで調整可能でスクリーの回転を一定に保つことにより粉体を定量供給することができる。Fig.2-6にスクリー回転数と供給速度の関係を示す。スクリーの回転数に比例して供給速度が増加することが確認できる。Fig.2-7に供給速度10g/minでの供給時間と供給速度の関係を示す。供給速度は10g/min±3%以内でほぼ一定しており、供給精度は高いと言える。

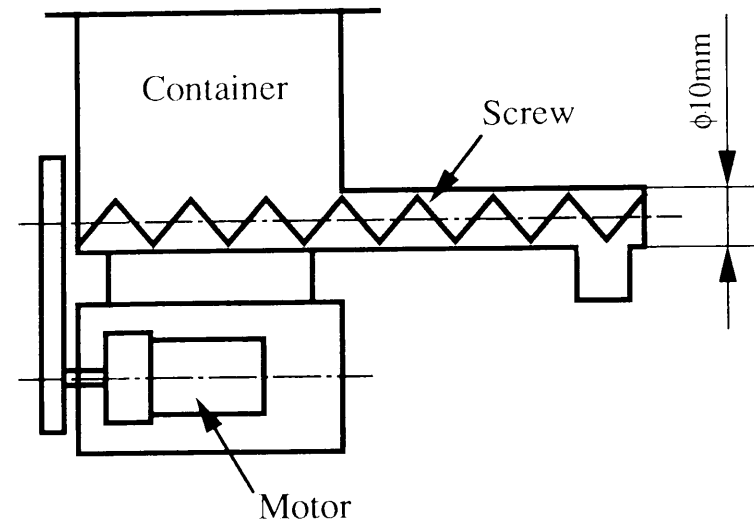


Fig.2-5 Schematic diagram of screw feeder

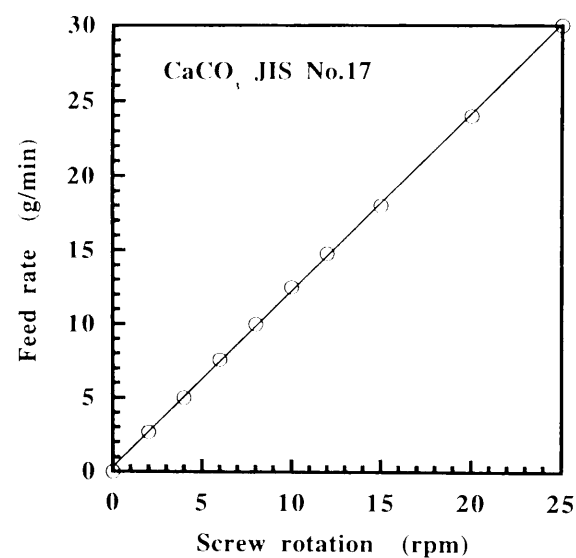


Fig.2-6 Relation between screw revolution and feed rate

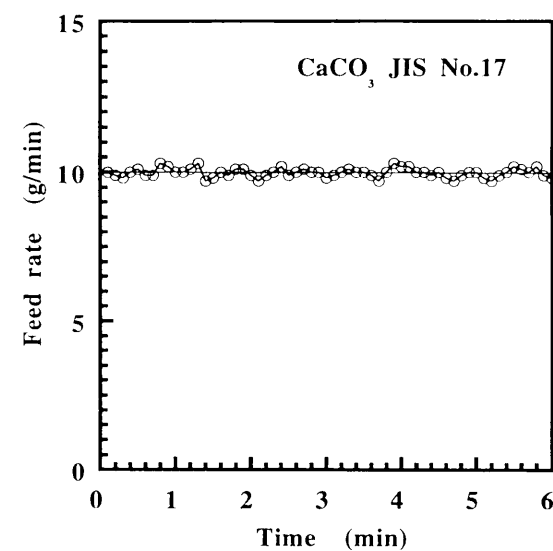


Fig.2-7 Relation between feed rate and elapse time

(4)分散器

微粒子の乾式分級においては、分離場に導入された粒子が一次粒子にまで解砕されていなければ、微粒子の凝集体が粗粉側に回収されるので分級精度の低下を招く。強制遠心式分級装置では高速で回転するローターにより粒子に大きな遠心力が作用すると同時に、剪断力が作用するので凝集粒子の解砕が促進される。しかし、自由渦を利用するサイクロンでは、特別粒子の解砕機構を有していないので、分離場へ導入される前の粒子の分散状態が分離性能に重大な影響を与える。

分散装置には分散力の与え方により、メカニカル方式⁷⁾、エアジェット方式^{8,9)}、細管方式¹⁰⁾などがあるが、本実験では、高速気流を用いるリングノズル式分散器(日清エンジニアリング社製 分散器DN-154)を使用した。

Fig.2-8に実験に使用したノズル径3mmのリングノズル式分散器の断面構造を示す。分散器は圧縮空気をリング状ノズル外周部より高速気流として噴出させることにより、中心部に生じる負圧により粉体をノズル内に吸引する。粉体は高速気流とともに細いノズル部を通過する際に、粒子同士の衝突、粒子と壁面との衝突あるいは高速気流による剪断力により分散される。分散器の性能は供給する圧縮空気圧力およびリングノズルのギャップにより変化する。

Fig.2-9に関東ロームJIS No.11 (平均粒径 $2.3\mu\text{m}$ 、真密度 2900kg/m^3)を本実験の分散条件であるリングノズルギャップ1mm、供給圧縮空気圧0.4MPaで分散させたときの粒度分布を示す。測定は減圧インパクトによる。また、同図には完全分散が期待される液相法による測定結果もあわせて示した。図中、○は液相法であるSedigraph、●は乾式法であるImpactorによる粒度分布測定結果を示す。図のように両者はほぼ一致しており、本分散器によりかなりよく分散されていると見なせる。

分散度の定量的な評価法として、Fig.2-10に示す増田⁹⁾が提案している分散度 β がある。増田によると、分散度 β は次式により定義される。

$$\beta = \int_0^{d^*} f_1 dD_p + \int_{d^*}^{\infty} f_2 dD_p \quad (2-1)$$

ここで、 D_p は粒子径、 f_1 は完全分散状態の頻度、 f_2 は不完全分散状態の頻度、 d^* は f_1 と f_2 の交点の粒径、 β は分散度である。一般に分散度 β が95%以上であれば完全分散の状態にあると考えられている。

Fig.2-9より分散器通過後の粒度分布と完全分散と想定される粒度分布とはほぼ一致しており、分散度 β は86.5%となる。したがって、リングノズル式分散器により供試粉体はかなりよく分散されていると言える。

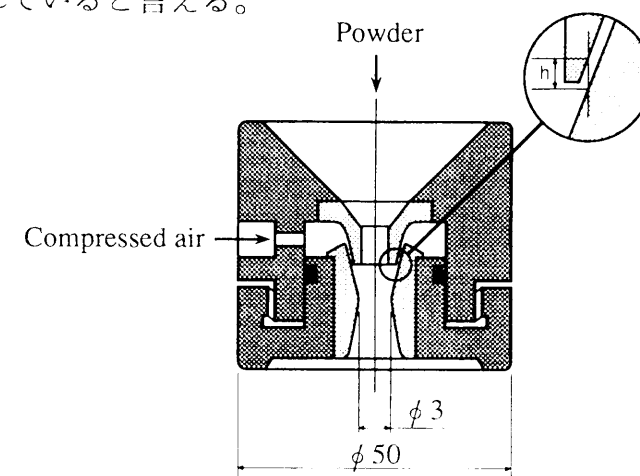


Fig.2-8 Cross sectional view of dispersion nozzle DN-154

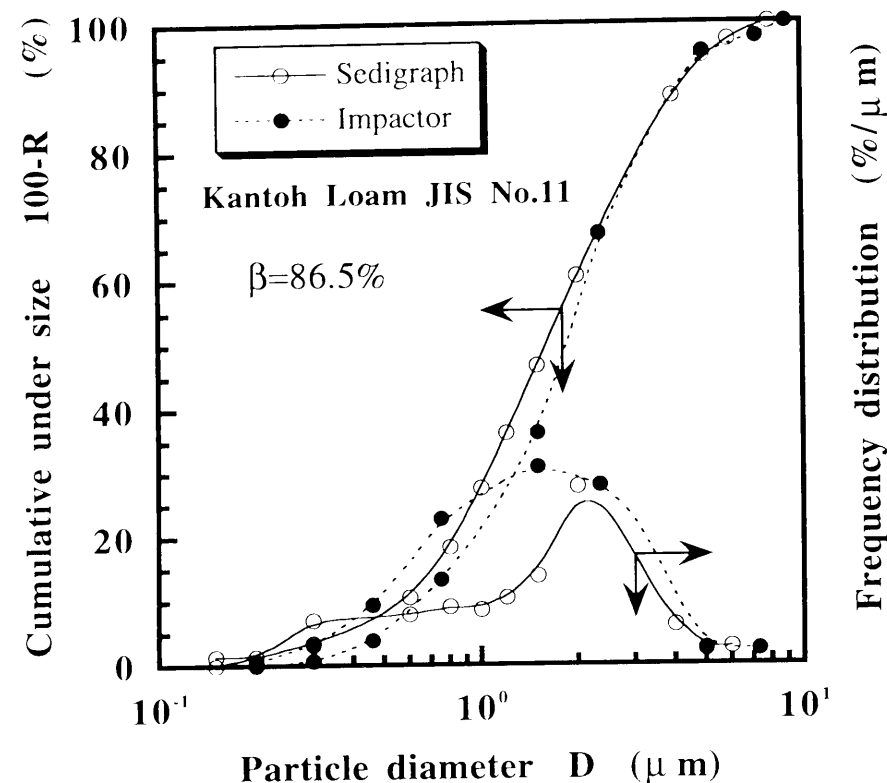


Fig.2-9 Size distribution of dispersed by a ring nozzle type disperser

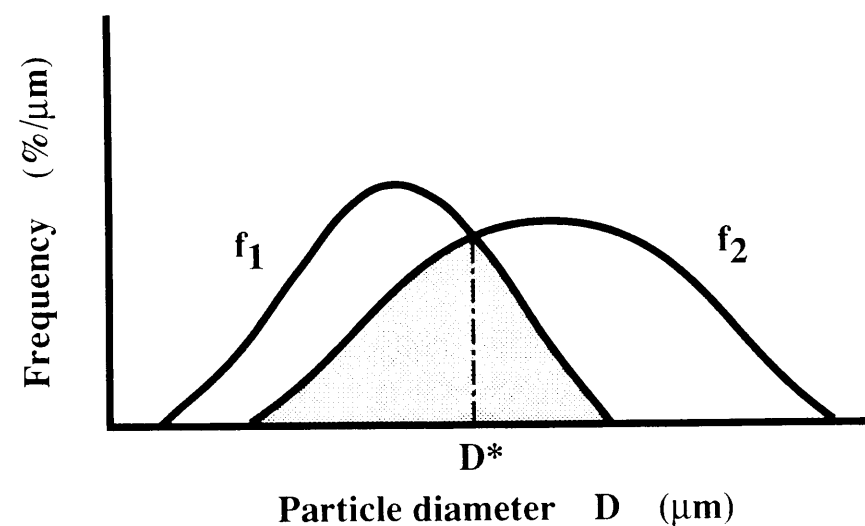


Fig.2-10 Definition of dispersibility

(5)フィルター

サイクロン微粉およびブローダウン粉の捕集には、ゴアテックス製バグフィルターを用いた。また、一部の実験には使い捨てのガラス繊維フィルター(アドバンテクトーヨー社製GB-100R、捕集効率0.3μm 99.99%)を使用した。

2-2 供試粉体

供試粉体には、以下の4種類の粉体を使用した。

(1) 関東ローム JIS No.11

JIS Z8901 に規定されている関東ローム粉超微粒で、試験用ダストとして、集塵装置試験、機器類の磨耗試験、油圧用フィルター試験に用いられる。主成分はSiO₂ 34～40%、Fe₂O₃ 17～23%、Al₂O₃ 26～32%であり、真密度ρ_p=2900kg/m³、平均粒径D₅₀=2.3μmの粉体である。

(2) 重質炭酸カルシウム JIS No.17

JIS Z8901 に規定されている重質炭酸カルシウム超微粒で、試験用ダストとして付着・凝集試験、集塵装置試験に用いられる。主成分はCaCO₃ 96～99%であり、真密度ρ_p=2700kg/m³、平均粒径D₅₀=2.3μmの粉体である。

(3) 炭酸カルシウムNS#400 (日東粉化(株)製重質炭酸カルシウム NS #400)

工業用に用いられている微粒の重質炭酸カルシウムで、真密度ρ_p=2700kg/m³、平均粒径D₅₀=3.3μmの粉体である。

(4) 炭酸カルシウム#2000 (丸尾カルシウム(株)製重質炭酸カルシウム#2000)

工業用に用いられている微粒の重質炭酸カルシウムで、真密度ρ_p=2700kg/m³、平均粒径D₅₀=2.0μmの粉体である。

Table 2-1 に供試粉体の真密度および平均粒径のカタログ値、Figs.2-11～2-14 に各粒度測定機により測定した供試粉体の粒度分布を示す。Fig.2-15に関東ローム JIS No.11、炭酸カルシウム JIS No.17 および NS#400 の電子顕微鏡写真を示す。Table 2-2 には炭酸カルシウム JIS No.17 と NS#400 の粉体物性試験結果を示す。Carr¹¹⁾による粉体物性評価にはパウダーテスター(ホソカワミクロン社製)を用いた。

Table 2-1 Test powders

	True density (kg/m ³)	Mean diameter D ₅₀ (μm)
Kantoh Loam JIS No.11	2900	2.3
CaCO ₃ JIS No.17	2700	2.3
CaCO ₃ NS#400	2700	3.3
CaCO ₃ #2000	2700	2.0

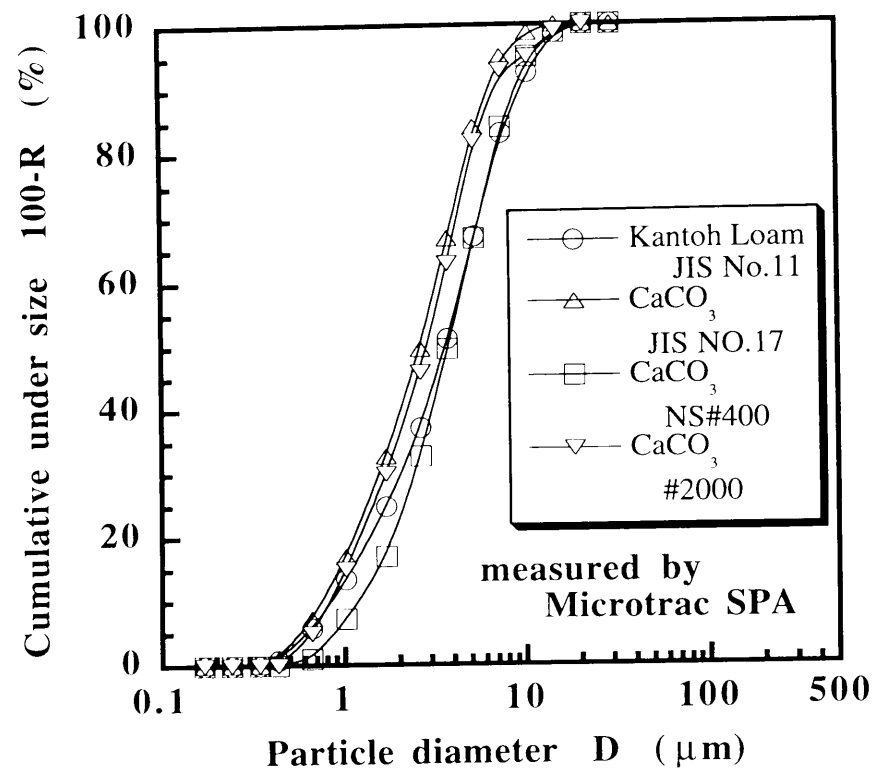


Fig.2-11 Particle size distribution of test powders measured by Microtrac SPA

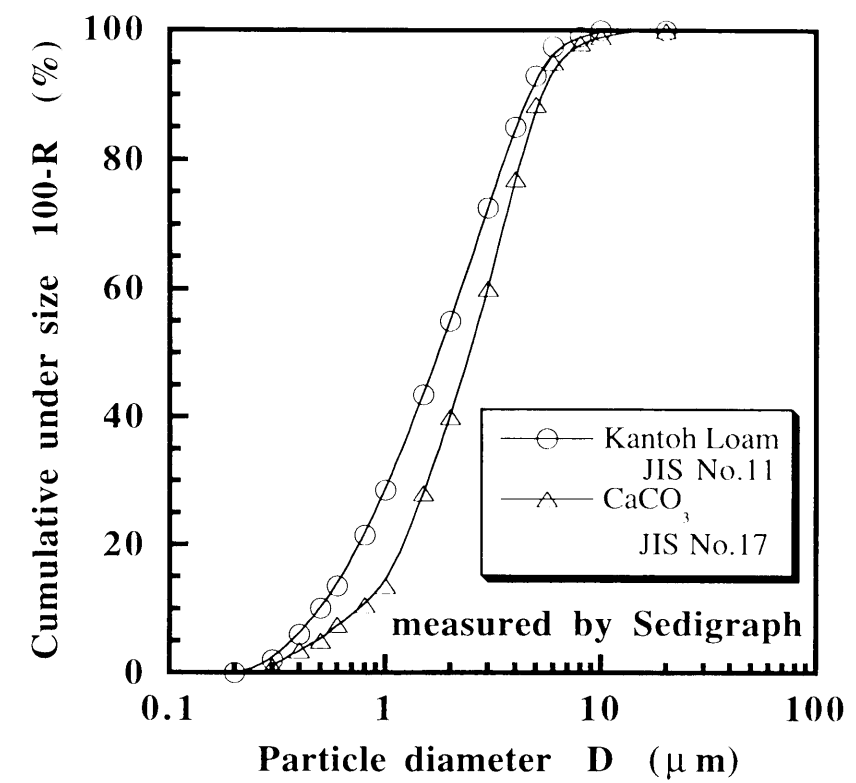


Fig.2-13 Particle size distribution of test powders measured by Sedigraph

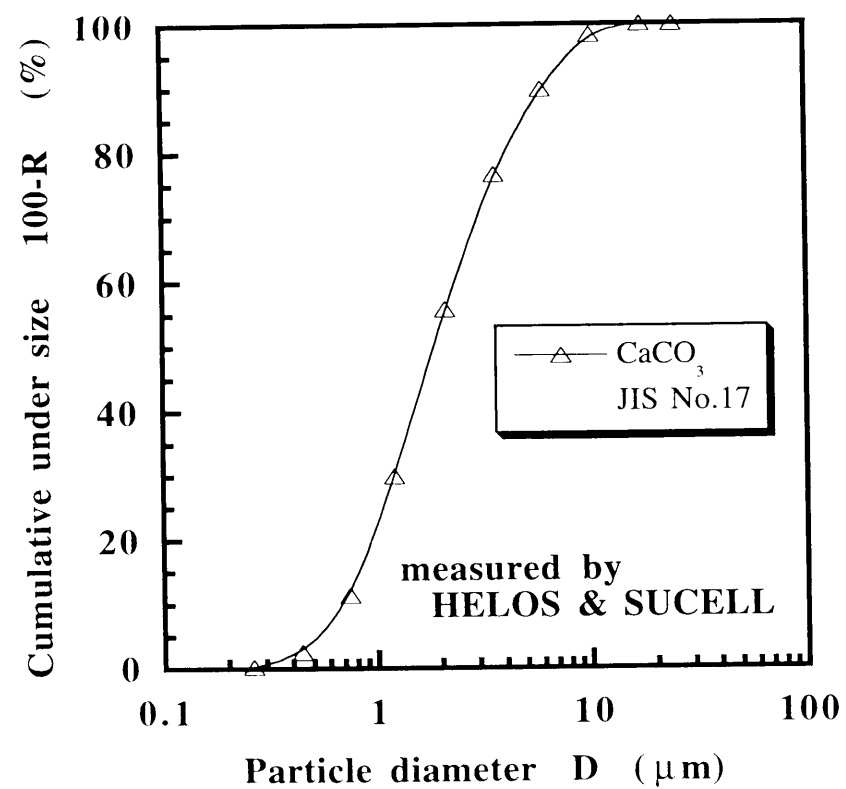


Fig.2-12 Particle size distribution of test powder measured by HELOS & SUCCELL

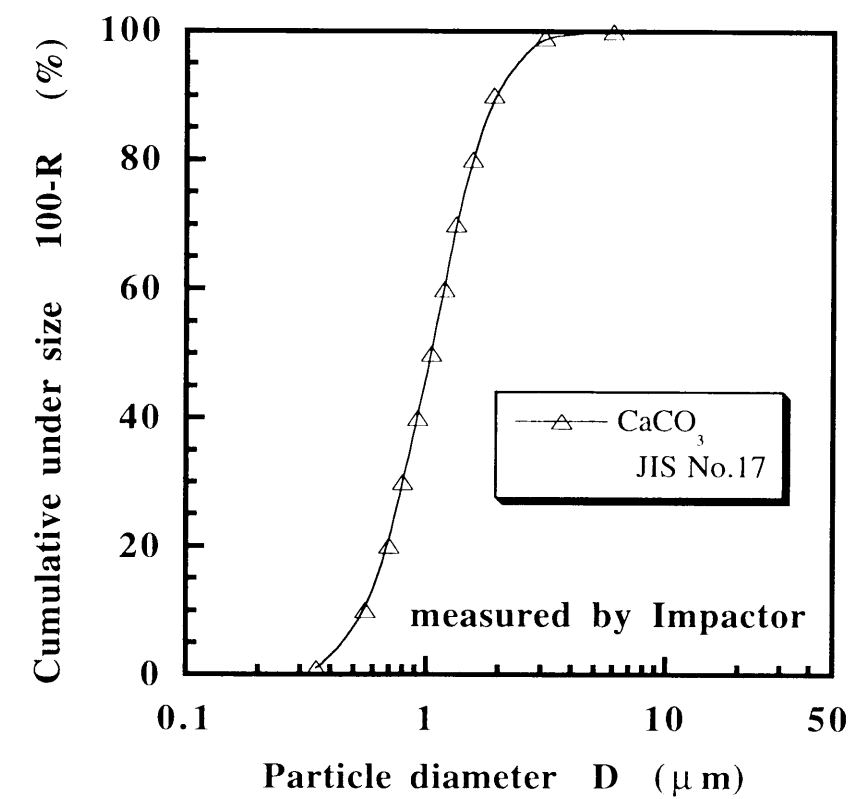
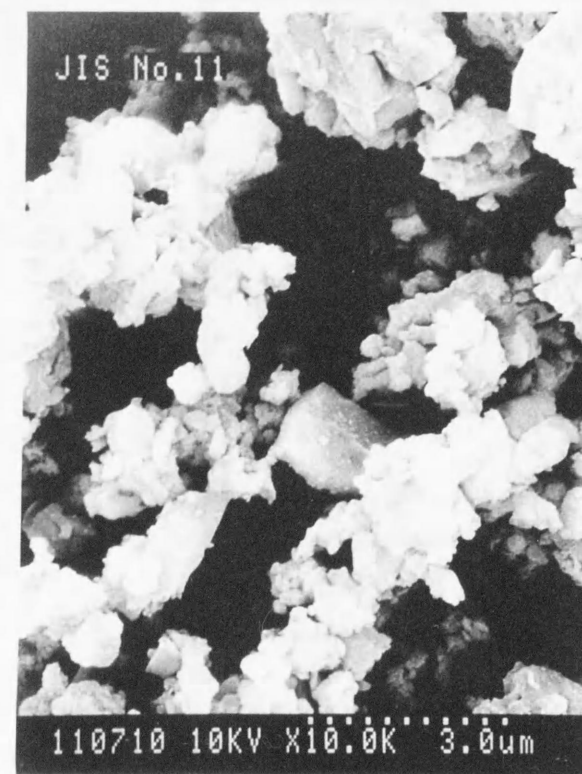


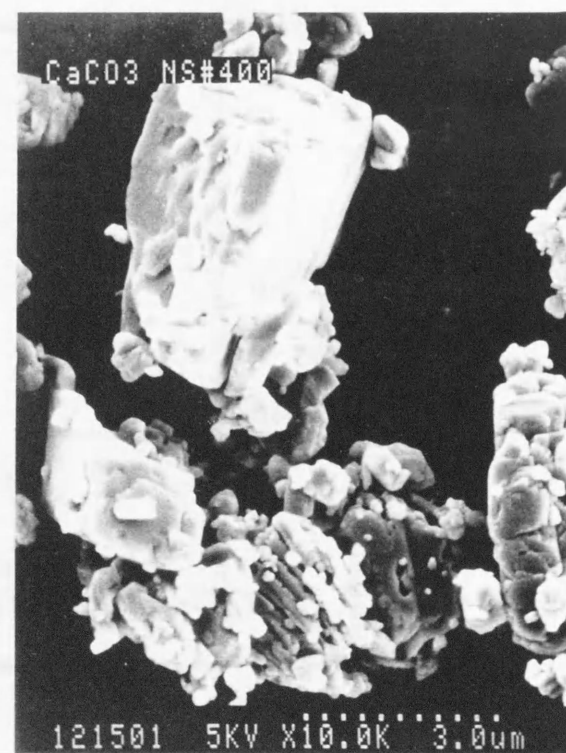
Fig.2-14 Particle size distribution of test powders measured by Low pressure impactor



Kantoh Loam JIS No.11



CaCO₃ JIS No.17



CaCO₃ NS#400

3.0 μm

Fig.2-15 SEM photographs of test powders

Table 2-2 Physical properties of CaCO₃ measured by a powder tester

(1) Flowability (Points)

Sample Powder	Average Particle Size (μm)	Bulk density (g/cm ³)		Compressibility		Angle of repose		Angle of spatula		Uniformity coefficient		Total points of flowability	Flowable property
		Loose	Packed	Working	Measured %	Points	Measured degree	Points	Measured degree	Units	Points		
JIS No.17	2.3	0.55	0.97	0.73	43.30	2	47°	12	Before 68° After 64°	89.4	0	26	Not Good
NS #400	3.3	0.55	1.08	0.81	49.07	0	51°	12	Before 71° After 64°	94.3	0	24	Not Good

(room temperature 24℃, relative humidity 55%)

(2) Floodability

Sample Powder	Flowability										Floodable property
	Flowability		Angle of fall		Angle of difference		Dispersibility		Total points of floodability		
	Total points of flowability	Points	Measured degree	Points	Measured degree	Points	Measured %	Points			
JIS No.17	26	3	32°	16	15°	15	4.16	3	37	Might be (Could flood)	
NS #400	24	3	32°	16	19°	17.5	3.53	3	39.5	May be (Inclined to flood)	

2-3 実験方法

実験はサイクロン入口風速を一定に保ちつつ、供試粉体を分散器を介してほぼ完全に分散した状態でサイクロンに供給し、分離した。分散器供給圧縮空気圧力は0.4MPaとし、実験時間中粉塵濃度は3～10g/m³の範囲で一定とした。ブローダウン流量はサイクロン入口風量に対する比が一定になるよう0～20%の範囲で調整した。

実験終了後、サイクロン集塵室回収粉、ブローダウンフィルター回収粉、メインフィルター回収粉の質量および粒度分布をそれぞれ測定した。

粒度測定には次節で述べる乾式法と湿式法によった。このとき、乾式法であるインパクトではサイクロン微粉出口の中心軸上に内径6mmのサンプリングチューブを流れ方向に設置し、気流をポンプにより20L/minの吸引速度で2分間導入した。また、それとは別に全く同一条件でサイクロン入口部において供試粉体の粒度分布を測定し、マスバランスを考慮して原料粉と微粉との差より粗粉粒度分布を算出した。

湿式法ではサイクロン集塵室回収粉、ブローダウンフィルター回収粉、メインフィルター回収粉のそれぞれの粒度分布を測定し、各回収粉を総和したものを原料粉粒度とした。測定は分散媒中の粉体の濃度が一定となるよう回収粉体を秤量し、超音波洗浄器で2分間の超音波処理を行い、処理後直ちに試料を測定器に投入し測定を行った。

サイクロン圧力損失の測定は粉体を供給しない状態でサイクロン入口と出口の差圧をマノメーターにより測定した。

2-4 評価方法

サイクロン集塵室で回収された粉体およびブローダウンを行った場合のブローダウンフィルターで回収された粉体を粗粉、サイクロンから気流とともに流出し、メインフィルターで回収された粉体を微粉と定義する。

本研究では以下に概説する5つの指標によりサイクロン性能の評価を行った。

(1) 粗粉収率 η

粗粉収率 η は、サイクロン集塵室で回収された粗粉の質量 W_C 、ブローダウンフィルターで回収された粗粉の質量 W_{BD} 、メインフィルターで回収された微粉の質量 W_F より、次式により定義される。

$$\eta = \frac{W_C + W_{BD}}{W_C + W_{BD} + W_F} \quad (2-2)$$

粗粉収率 η はサイクロンに流入した粒子の内サイクロンで回収できる粒子の質量割合を表す。当然流入する粒子の大きさに依存するが、分離径が小さくなれば、粗粉収率 η

は向上する。サイクロンを集塵装置として考える場合、粗粉収率 η が100%に近いほど高性能と言える。

(2) 微粉粒度

微粉粒度は、サイクロンで回収できず気流とともに流出し、メインフィルターで回収された粉体の粒度分布である。

微粉粒度が細くなればなるほど分離径は微粉側に移行し、微粉領域での粒子分離が可能となる。また、微粉の最大粒径は100%捕集粒子径と呼ばれ、サイクロンがそれ以上大きな粒子は100%回収できることを意味しており、微粉最大径が小さいほど、集塵装置としての信頼性は高くなる。

(3) 部分分離効率

部分分離効率 $\Delta\eta$ は、連続的に変化する粒径をいくつかの区間に区切って、各区間の粒度別に回収率を次式より算出するもので、サイクロンに流入した粒子のうち粗粉側に回収される割合を表す。

$$\Delta\eta = \frac{\Delta W_C + \Delta W_{BD}}{\Delta W_C + \Delta W_{BD} + \Delta W_F} \quad (2-3)$$

Fig.2-16に部分分離効率の一例を示す。

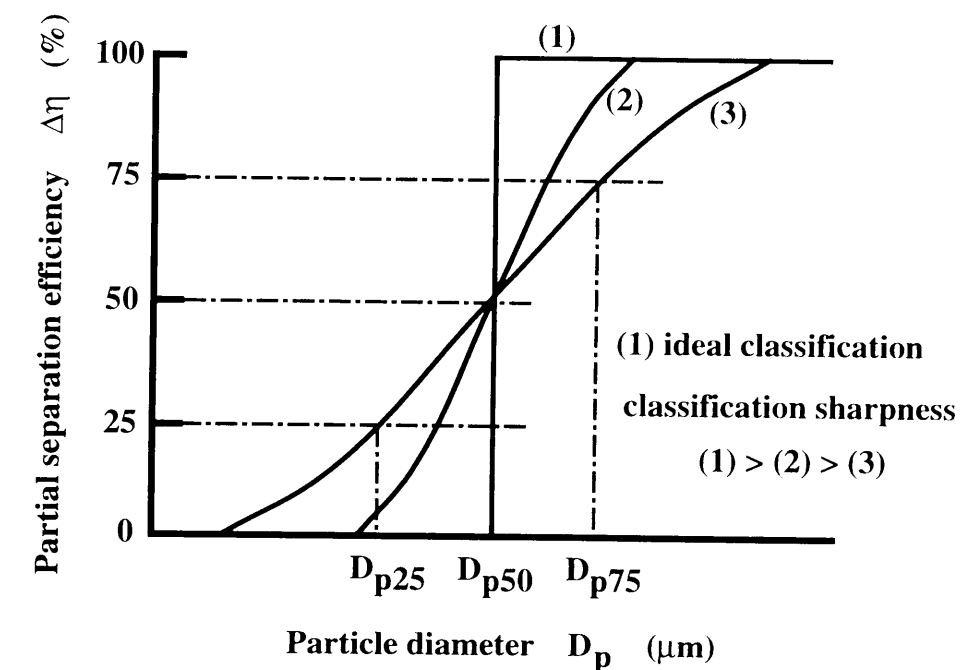


Fig.2-16 Partial separation efficiency

(4) 分離径

分離径としては平衡粒子径がよく用いられる。平衡粒子径は平衡粒度とも呼ばれ、理想的に分級されたと仮定した場合の分離粒子径を言う。平衡粒子径においては実際に分級で得られる両製品に誤って混入した粒子量が等しくなる。

また、分離径を表す指標に50%分離径 D_{p50} がある。50%分離径は部分分離効率において分離効率が50%に相当する粒径をさす。50%分離径の粒子は粗粉側に回収される割合と微粉側に回収される割合が等しいことを意味する。50%分離径が小さいほど集塵装置としての信頼性は高くなる。本研究では50%分離径により分離性能を評価するものとする。

(5) 分級精度指数 κ

分級の鋭さを示すパラメータであり、部分分離効率曲線において分離効率が25%に相当する粒径 D_{p25} と分離効率が75%に相当する粒径 D_{p75} の比で次式で定義される。

$$\kappa = \frac{D_{p25}}{D_{p75}} \quad (2-4)$$

理想分級では、 $\kappa=1$ となり、 κ が1に近づくほど高精度の分級と言える。一般的に、 κ が0.5～0.7であれば分級精度は高いと判断できる。

2-5 粒度分布測定法

サイクロン性能の評価は粒径測定に使用する装置の測定原理、機種などにより影響される。そこで本実験では以下の3種類の測定方法により粒度分布を決定した。

(1) レーザー回折法

粒子に単一波長の光が照射されると粒子の大きさに固有に回折光パターンが得られる。フ라운ホーファ回折理論により粒子径と回折光はパターンの強度分布が関係づけられているため、この回折光パターンを解析することにより粒子の大きさを決定することができる。実際の測定では種々の大きさの粒子が存在し、それぞれの大きさに相当した回折光パターンの和が観測される。回折光の強度分布と粒径分布の関係は次式で表される。

$$g(\theta) = \int_0^{\infty} K(\theta, D_p) f(D_p) dD_p \quad (2-5)$$

ここで、 $g(\theta)$ は回折光の強度分布、 $K(\theta, D_p)$ は回折光の強度分布関数、 $f(D_p)$ は粒度分布関数、 D_p は粒子径、 θ は散乱角度である。Eq.(2-5)より測定した回折光の強度分布から回折光の強度分布関数をもとに粒度分布を演算する。Fig.2-17に測定装置原理図を示す。

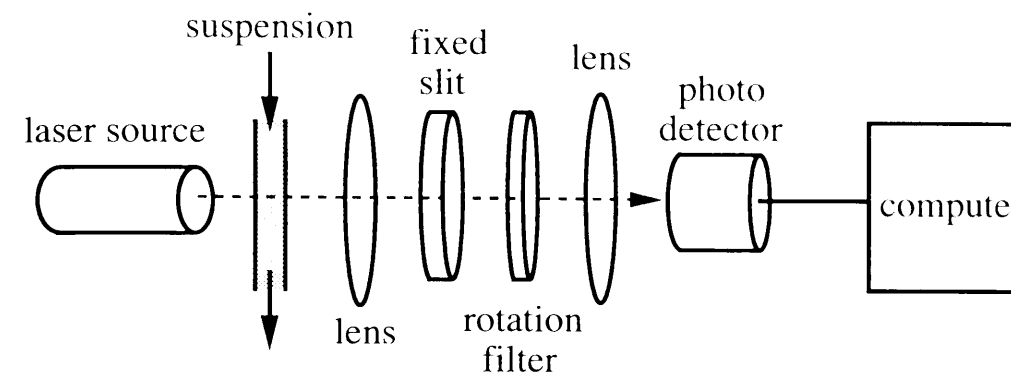


Fig.2-17 Schematic diagram of particle size measuring instrument using laser diffraction method²⁾

本実験では、2種類の湿式のレーザー回折装置を用いた。

(i) 機種 HELOS&SUCELL SYMPATEC社製

測定原理 フランホーファ回折

測定範囲 0.18～35 μ m

(ii) 機種 Microtrac SPA LEEDS & NORTHRUP INSTRUMENTS 社製

測定原理 フランホーファ回折&ミー散乱²⁾

測定範囲 0.12～42.21 μ m

分散方法

分散媒 水

分散剤 ヘキサメタリン酸ナトリウム (0.2%)

超音波処理 2分間

実際の測定では0.2%ヘキサメタリン酸ナトリウム水溶液100cm³に測定粉体約0.1gを投入し、超音波洗浄器により2分間超音波処理し、直ちに測定を行った。

(2) 液相 重力沈降法

分散媒中に粒子を分散させ、粒子の大きさと沈降速度の関係から粒径を測定する手法。原理的にも比較的簡単であり、測定可能な粒径範囲もかなり広く、測定精度、結果の再現性も良く、広く用いられている。

重力場で媒質中に存在する粒子の重力方向への沈降速度は、媒質による浮力と抵抗力の関係から導かれたストークス式によって表される。

$$v = \frac{1}{18} \frac{(\rho_p - \rho_w) g}{\mu} D_p^2 \quad (2-6)$$

ここで、 v は沈降速度、 ρ_p は粒子密度、 ρ_w は媒質密度、 g は重力加速度、 μ は粘度、 D_p は粒子径である。Eq.(2-6)より重力場において媒質中における粒子の沈降速度は粒子径の2乗に比例するからいろいろな大きさの粒子群からなる系の沈降状態を模式的に示すとFig.2-18のようになる。時間 t につれて深さ h 方向に粒子濃度が変化する。したがって、沈降距離 h における濃度の時間的变化、または時間 t における粒子の濃度勾配を測定するとEq.(2-6)より試料の粒子径分布を求めることができる。

濃度測定法により、天秤法、吸い上げ法、比重法、圧力法、重力移動法、光透過法、X線透過法等があるが、本実験ではX線透過法を用いた。Fig.2-19に測定装置の原理図を示す。

数十ミクロン以上の粒径範囲においては、粒子が速く沈降してしまうため、測定誤差を生じやすく、また細かい領域まで測定するには時間がかかり、粒子のブラウン運動の影響も現れてくるといった問題点もある。

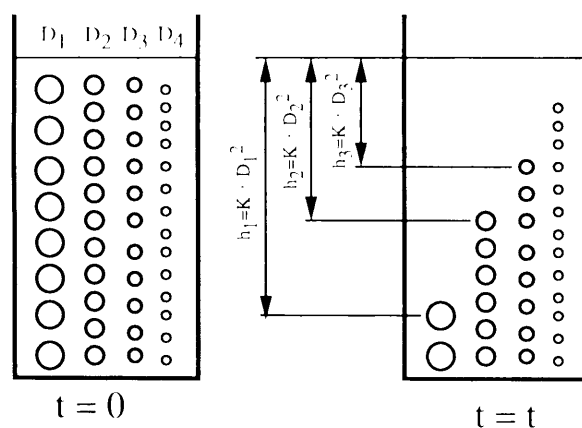


Fig.2-18 Schematic diagram of sedimentation²⁾

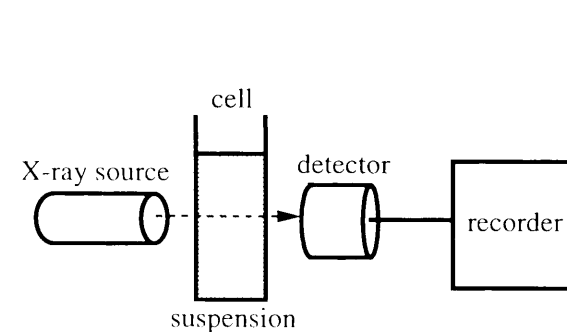


Fig.2-19 Principle of particle size measurement using gravitational sedimentation method²⁾

本実験では、以下の測定装置を用いた。
機種 Sedigraph 5000 Micromeritics社製
測定原理 重力沈降
測定範囲 0.1～100μm

分散方法

分散媒 水

分散剤 ヘキサメタリン酸ナトリウム (0.2%)

超音波処理 2分間

実際の測定では0.2%ヘキサメタリン酸ナトリウム水溶液100cm³に測定粉体約3gを投入し、超音波洗浄器により2分間超音波処理し、直ちに測定を行った。

(3) 減圧インパクト法

Fig.2-20に測定原理を示す。粉塵気流をノズルから噴出し、垂直に置かれた平板に衝突させると、ある粒径より粗大な粒子は平板に衝突して付着し、微細な粒子は気流とともに平板に衝突することなくそれてしまう。分離粒径を順次小さくしたノズルと衝突板をいくつか直列に重ねて使用することにより粒度分布を測定する手法。

乾式の粒度測定であるため、凝集粒子はそのままの状態での測定できる可能性があるが、捕集板上での粒子の反発と再飛散の問題がある。また、連続的に大量に捕集すると衝突板上で再飛散を起こすため、サンプリング量を多くすることが難しく、少量サンプリングによる測定結果の信頼性の問題もある。

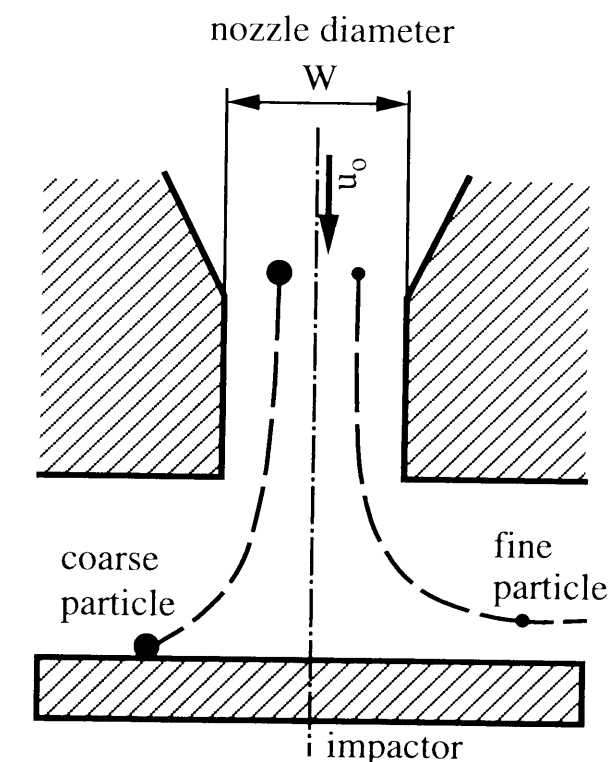


Fig.2-20 Principle of particle size measurement by impactor²⁾

本実験では、以下の測定装置を用いた。

機種 Low pressure impactor LP-20 東京ダイレックス社製

測定原理 インパクト法

測定範囲 0.06～12.1μm

測定方法

吸引圧力 2.8×10^4 Pa 吸引流量 20 L/min.

サンプリング時間 2 分間

天秤精度 0.01mg

使用記号

D_p	: particle diameter	(m)
D_{p25}	: particle diameter at 25% partial separation efficiency	(m)
D_{p50}	: particle diameter at 50% partial separation efficiency	(m)
D_{p75}	: particle diameter at 75% partial separation efficiency	(m)
D_{p100}	: particle diameter at 100% partial separation efficiency	(m)
g	: gravitational acceleration	(m/s ²)
u_0	: fluid velocity	(m/s)
v	: settling velocity	(m/s)
W	: nozzle diameter of impactor	(m)
W_{BD}	: weight of coarse powder collected by blow down filter	(kg)
W_C	: weight of coarse powder collected by cyclone	(kg)
W_F	: weight of fine powder collected by main filter	(kg)
β	: dispersibility	(-)
η	: yield of coarse powder	(%)
$\Delta \eta$: partial separation efficiency	(%)
κ	: classification sharpness index (D_{p25}/D_{p75})	(-)
μ	: fluid viscosity	(Pa s)
ν	: fluid kinetic viscosity	(m ² /s)
ρ_w	: density of liquid	(kg/m ³)
ρ_g	: density of gas	(kg/m ³)
ρ_p	: density of particle	(kg/m ³)

引用文献

- 1) 井伊谷鋼一、「新版集塵装置」 日刊工業新聞社 (1973)
- 2) 粉体工学会編、「粉体工学便覧」 日刊工業新聞社 (1986)
- 3) 日本粉体工業技術協会編、「粉体分級技術マニュアル」 広信社 (1990)
- 4) 日本粉体工業技術協会編、「微粒子工学」 朝倉書店 (1994)
- 5) 小川明、「サイクロン分離器」 アース社 (1980)
- 6) 亀井三郎編、「化学機械の理論と計算 (第2版)」 産業図書 (1975)
- 7) 後藤邦彰、増田弘昭、槇原泰久、化学工学会第22回秋季大会 研究発表講演要旨集, p.349 (1989)
- 8) 山本英夫、菅沼彰、化学工学論文集, 9 (2), 920 (1983)
- 9) 山本英夫、菅沼彰、国井体蔵、化学工学論文集, 3 (1), 12 (1977)
- 10) 山本英夫、吉江健一、菅沼彰、青木隆一、粉体工学会誌, 18 (12), 920 (1981)
- 11) Carr Ralph. L. Jr. : Chemical Engineering, 72, Jan., 18, 163 (1965)

第3章 サイクロン形状と分離性能

サイクロンは本体内で形成される旋回流により粒子に遠心力を与え、粒子を分離する装置である。したがって、サイクロン内部で形成される旋回流の状態により分離性能が変化する。そこで、入口形状、気流出口管、胴体部形状および内壁面状態を変化させ実験を行い、サイクロン内部旋回流状態の分離性能への影響について検討した。

3-1 入口形状および気流出口管

3-1-1 実験装置および方法

Fig.3-1にサイクロン入口形状の分離性能への影響を調べるために用いたサイクロンを示す。入口形状以外はいずれも同じであり、サイクロン入口は17mmx37mmの矩形で、円筒部直径は72mm、円錐部長さ200mm、粗粉出口径40mm、出口管31mm、出口管挿入長さ60mmである。(a)は一般に広く使用されている接線入口式サイクロンで円筒部の接線方向から気流が流入する形式である。(b)は半円周渦巻入口式で気流が半円を描きながらサイクロン円筒部に流入する形式である。半円周部は半径46mmの半円を描いた後円筒部反対側より接する。入口形状以外は(a)と同一である。(c)は全円周渦巻入口式で、本研究の基本型サイクロンの入口形状である。気流は半径50mmと40mmの2つの半円を描きながら円筒部に流入する。サイクロン入口部寸法以外は(a)と同一である。なお(c)は出口管径および挿入長さを変えられる構造にした。入口形状が(a)→(b)→(c)の順でより滑らかに旋回流が形成されるよう設計した。

サイクロン入口形状の分離性能への影響を調べるときには入口風速20m/s、30m/sで行い、ブローダウンは行わなかった。供試粉体には関東ロームJIS No.11を使用し、粉塵濃度は7~10g/m³とした。粒度測定にはレーザー回折法であるMicrotrac SPAを用いた。

サイクロン気流出口管径の分離性能への影響を調べるため、基本型サイクロンの出口管を挿入長さ60mmで一定のまま、その管径を27mm~34mm(粗粉出口断面積に対し46%~73%)で変化させた。また、サイクロン気流出口管挿入長さの分離性能への影響を調べるため、基本型サイクロンの出口管を管径31mmで一定のまま、その挿入長さを40mm~100mm(サイクロン円筒部への突出長さが円筒部長さ110mmに対して3%~57%)で変化させた。

サイクロン気流出口管径および挿入長さの分離性能への影響を調べるときには入口風速30m/sとし、ブローダウンは入口風量の0%、15%で変化させた。供試粉体には粒径の小さいところでの分離性能を調べるため関東ロームよりさらに細かい炭酸カルシウムJIS No.17を使用し、粉塵濃度は7g/m³とした。粒度測定にはレーザー回折法であるMicrotrac

SPAを用いた。また、粉体を供給しない状態でサイクロンの圧力損失をマンノメーターにより測定した。実験条件をTable 3-1に示す。

Table 3-1 Experimental conditions

Inlet shape	Diameter of outlet pipe (mm)	Length of outlet pipe (mm)	Powder	Inlet velocity (m/s)	Blow down ratio (%)	Particle concentration (g/m ³)
Tangential Hemispiral Spiral	31	60	Kantoh Loam JIS No.11	20 30	0	7~10
Spiral	27 31 34	60	CaCO ₃ JIS No.17	30	0 15	
Spiral	31	40 60 80 100		30	0 15	

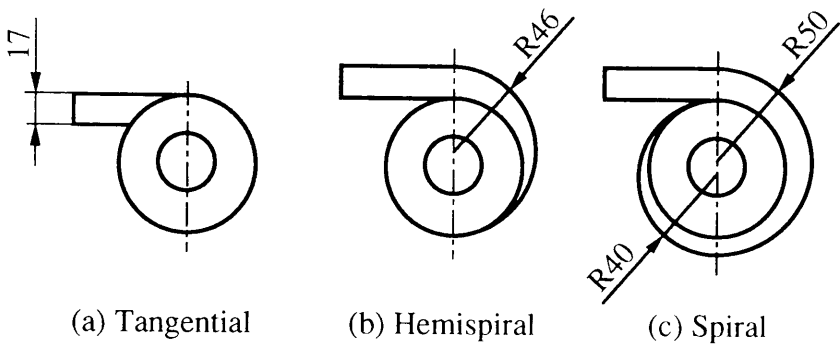


Fig.3-1 Schematic diagram of cyclone inlet shape

3-1-2 結果および考察

(i) 入口形状の影響

Fig.3-2に入口風速20m/s、Fig.3-3に入口風速30m/sにおける部分分離効率を示す。図中、○は入口形状が接線入口式、△は半円周渦巻入口式、□は全円周渦巻入口式の分離効率を示している。入口形状が接線式、半円周渦巻式、全円周渦巻式の順で部分分離効率は低慣性側に移行し、曲線の傾きも急になっており分離性能の向上が認められる。

遠心力場において粒子と流体とが同一速度で回転運動するとき、粒子の半径方向の移動速度は次式で表される。

$$u_r = \frac{r\omega^2(\rho_p - \rho)}{18\mu} D_p^2 \quad (3-1)$$

ここで、 u_r は半径方向移動速度、 r は回転半径、 ω は角速度、 ρ_p は粒子密度、 ρ は流体密度、 D_p は粒子径、 μ は粘度である。Eq.(3-1)より、気流速度が速ければ小さい粒子でも大きな移動速度が得られるため、気流速度を上げることにより、理論上分離径は小さくなる。そこで粒径ではなく、粒子の持つ慣性力の大きさを示す次式で定義される慣性パラメーターによりFigs.3-2, 3-3を整理したのがFig.3-4である。

$$\psi = C_c \frac{\rho_p D_p^2 u}{18\mu D} \quad (3-2)$$

ここで、 ψ は慣性パラメーター、 C_c はカニングガムの補正係数、 u は気流速度、 D は特徴長さである。図中、○は入口風速20m/sと30m/sにおける接線入口式サイクロンの部分分離効率を慣性パラメーターに換算した分離効率、以下同様に、△は半円周渦巻式、□は全円周渦巻式の分離効率を示している。慣性パラメーターを用いることにより気流速度の異なる条件での分級性能の比較ができ、入口形状による分離効率の差をより明確に表すことができる。

以上の結果より、いずれの形式のサイクロンも入口風速が30m/sの方が20m/sよりも分離径は小さい。これは同一気体、同一粒子の条件下ではEq.(3-1)により説明されるものである。また、慣性パラメーターでまとめた結果から、分離効率はわずかの差ではあるが接線式、半円周渦巻式、全円周渦巻式の順で良くなっており、これはより滑らかに旋回流が形成されるよう設計した入口形状の順番と一致しており、サイクロン入口部はより滑らかに旋回流を形成できる形状ほど分離性能は向上するものと考えられる。

Table 3-2に入口形状を変えて行った実験より得られた粗粉収率、50%分離径、分級精度指数の結果をまとめて示す。

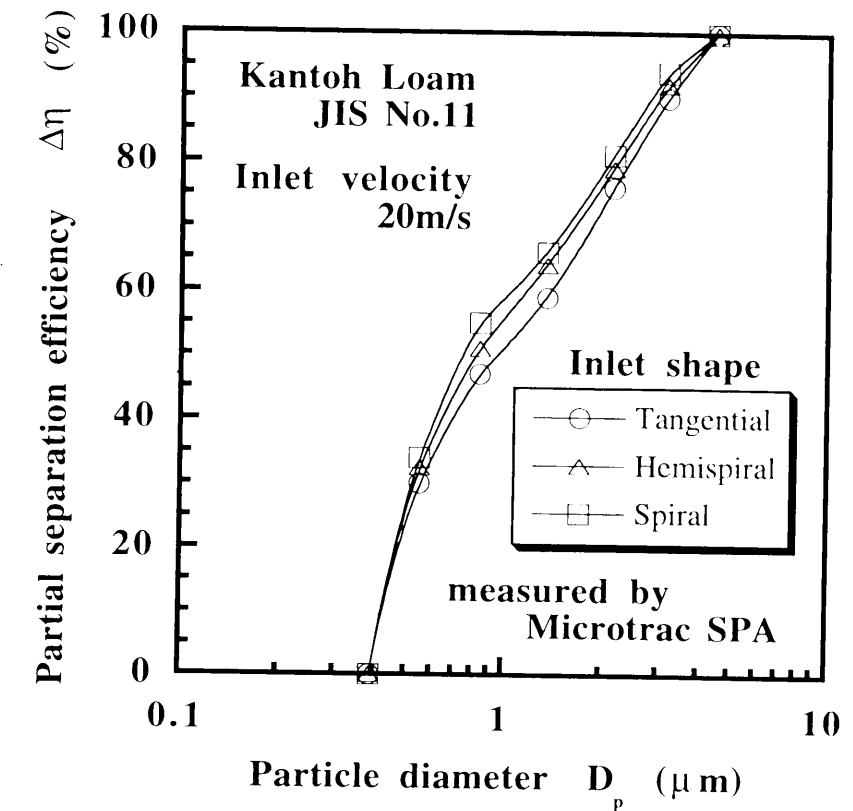


Fig.3-2 Effect of inlet shape on partial separation efficiency

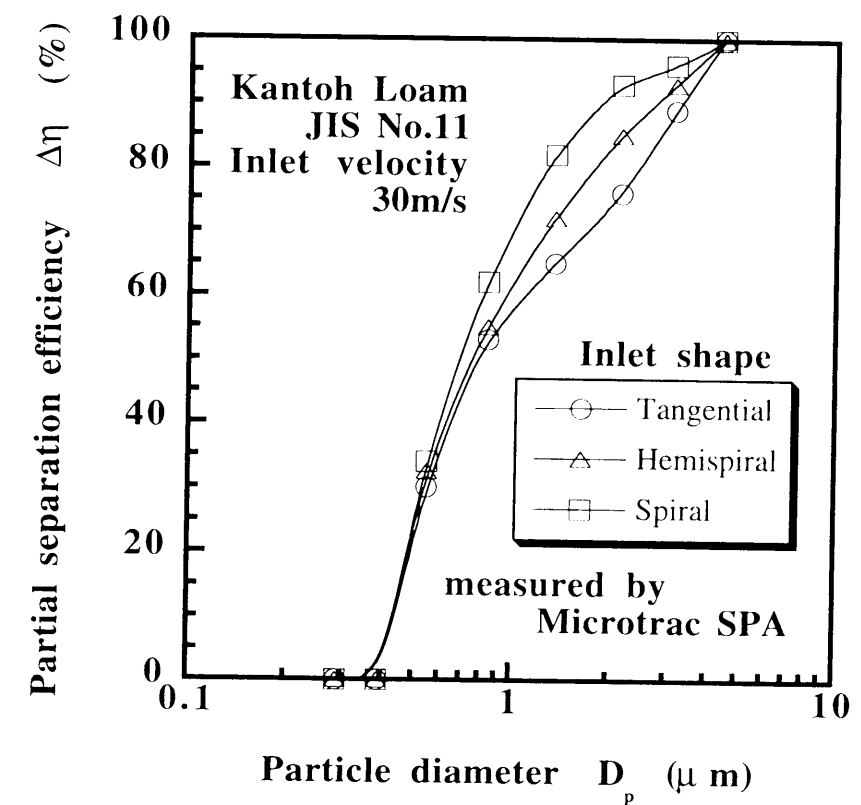


Fig.3-3 Effect of inlet shape on partial separation efficiency

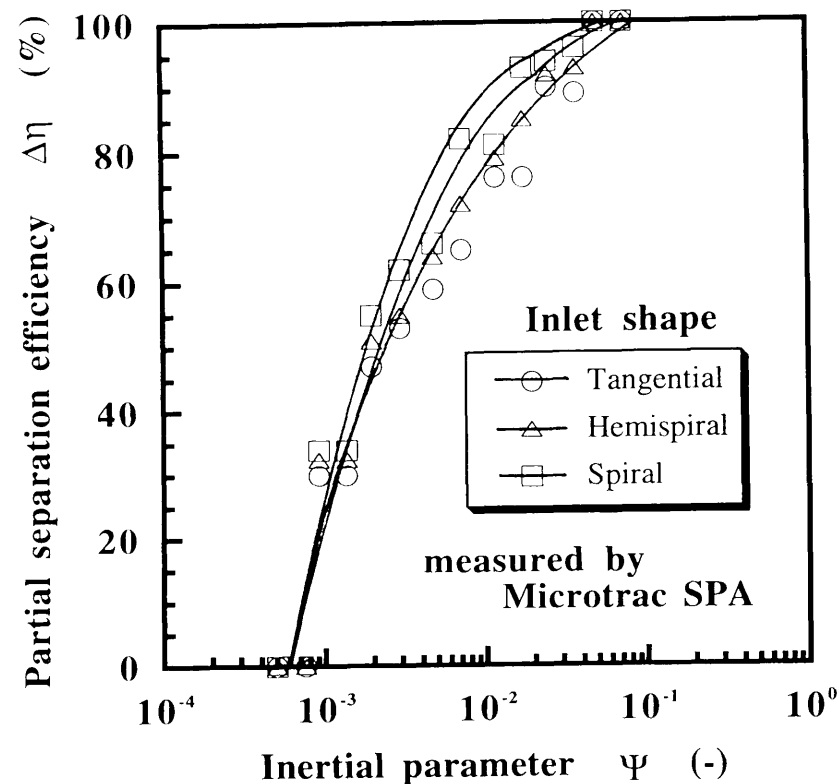


Fig.3-4 Relation between inertial parameter and partial separation efficiencies of cyclones with different types of inlet shape

Table 3-2 Experimental results

Inlet shape	Inlet velocity (m/s)	Blow down ratio (%)	Powder	Yield η (%)	Cut size D_{p50} (μm)	Classification sharpness index κ (—)
Tangential	20	0	Kantoh Loam JIS No.11	87.0	0.95	0.18
Hemispiral				88.6	0.82	0.21
Spiral				89.8	0.74	0.23
Tangential	30			89.8	0.80	0.26
Hemispiral				91.2	0.76	0.34
Spiral				93.7	0.70	0.42

(ii) 出口管径の影響

Fig.3-5に入口風速30m/s、ブローダウン0%、Fig.3-6に入口風速30m/s、ブローダウン15%と一定にし、出口管径を変化させたときの部分分離効率を示す。図中、○は出口管径27mm、△は31mm、□は34mmの分離効率を示している。出口管径27mmは粗粉出口断面積の46%の断面積を持ち、31mmは60%、34mmは73%の断面積を持つ。出口管径が小さくなるにしたがい、部分分離効率は低慣性側へ移行し、曲線の傾きも急になり分離性能は向上する。ブローダウン15%では出口管径が大きくなっても50%分離径はほぼ同じ

であるが、分級精度指数は出口管径が小さくなるほど向上する。

Fig.3-7に出口管径と50%分離径および分級精度指数の関係を示す。ブローダウンを行うことにより、50%分離径、分級精度指数ともに向上する。50%分離径はブローダウン0%では出口管径にほぼ正比例して大きくなるが、ブローダウン15%では若干大きくなる。分級精度指数はブローダウンによらず、出口管径が小さいほど向上する。

Fig.3-8に出口管径を変化させたときの入口風速と圧力損失の関係、Fig.3-9に入口風速を変化させたときの出口管径と圧力損失の関係を示す。圧力損失は完全ではないが入口風速のほぼ2乗に比例して増加し、また出口管径のほぼ2乗に逆比例して減少する。

以上の結果より、今回実験を行った範囲では、出口管径は小さいほど分離性能は向上することが明らかになった。しかし、出口管を小さくすることによる圧力損失増加の問題もあり、実用上は出口管を極端に小さくすることは好ましくない。

Table 3-3に出口管径を変えて行った実験より得られた粗粉収率、50%分離径、分級精度指数の結果をまとめて示す。

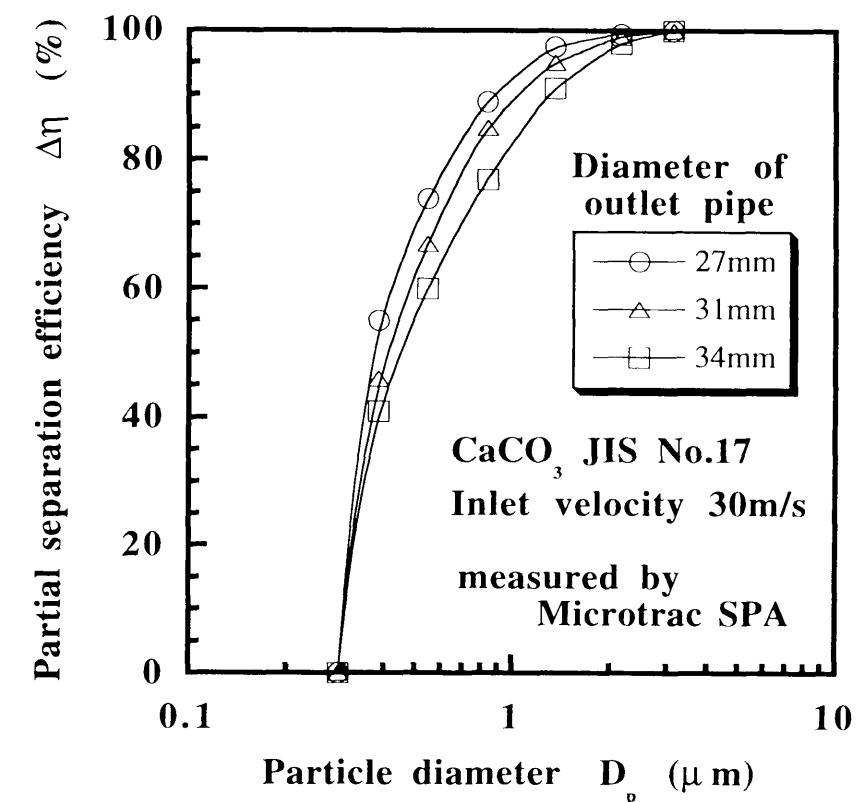


Fig.3-5 Effect of diameter of outlet pipe on partial separation efficiency

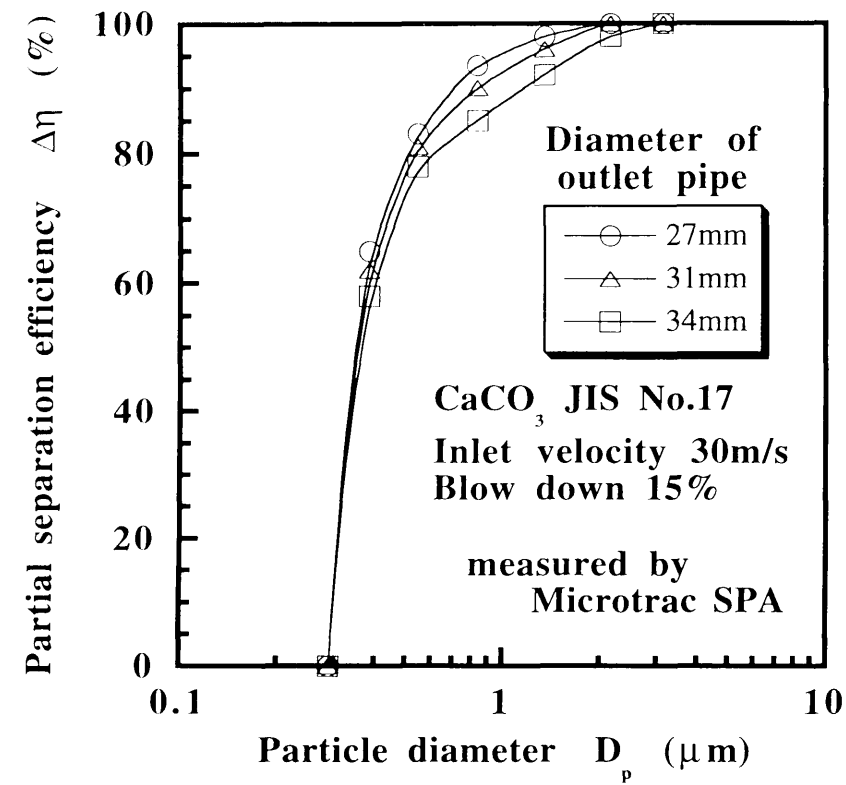


Fig.3-6 Effect of diameter of outlet pipe on partial separation efficiency

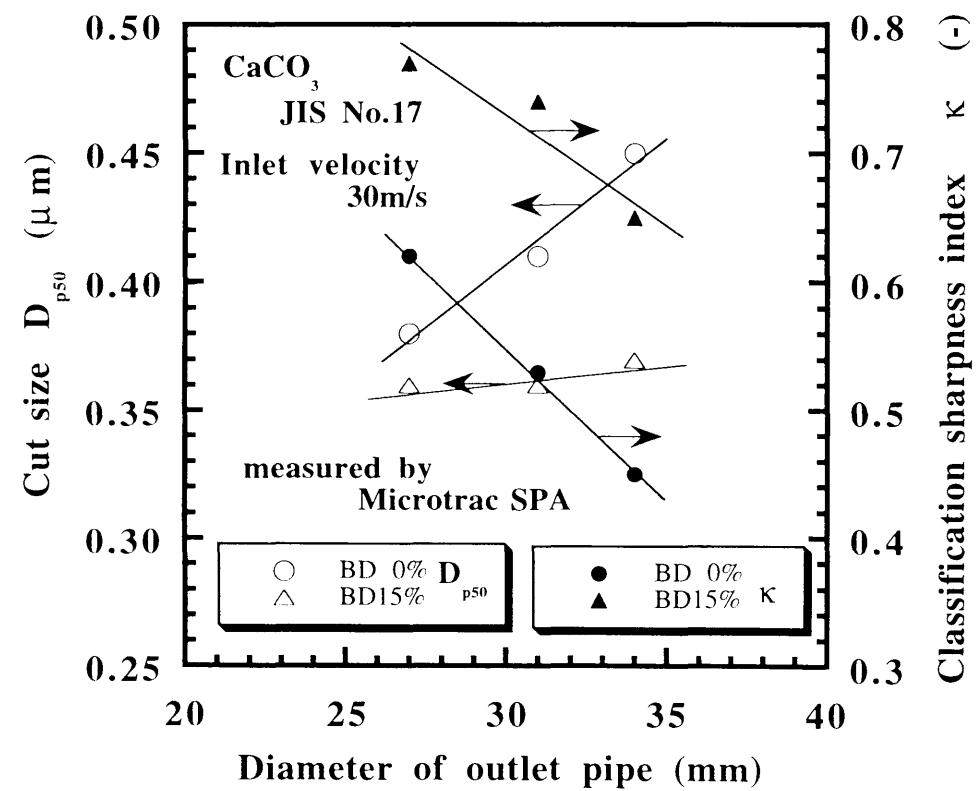


Fig.3-7 Relation between diameter of outlet pipe and cut size D_{p50} , classification sharpness index κ

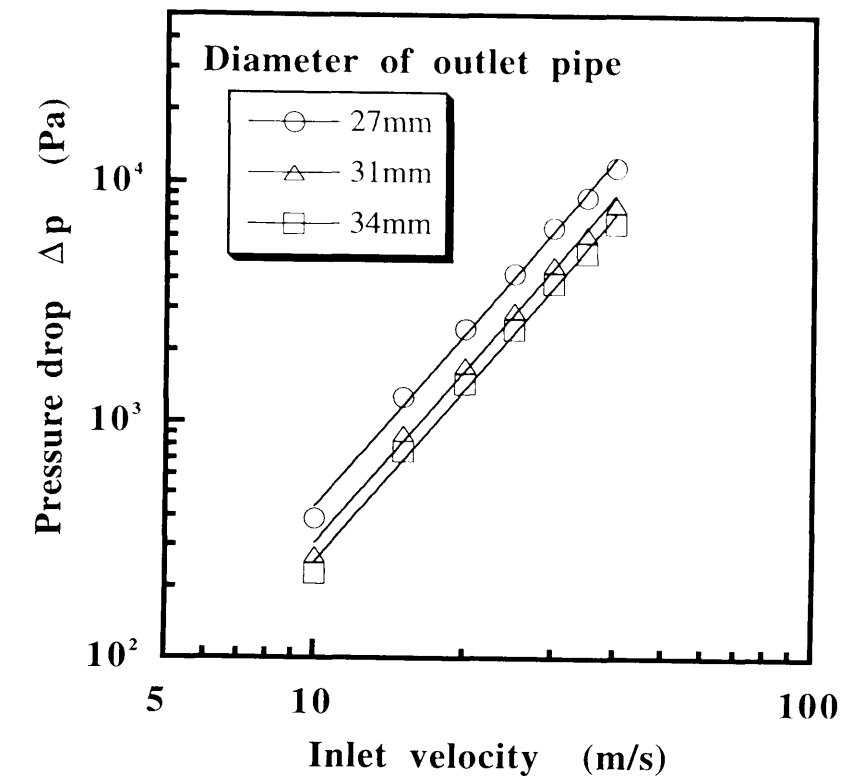


Fig.3-8 Relation between inlet velocity and pressure drop of cyclone with different diameter of outlet pipe

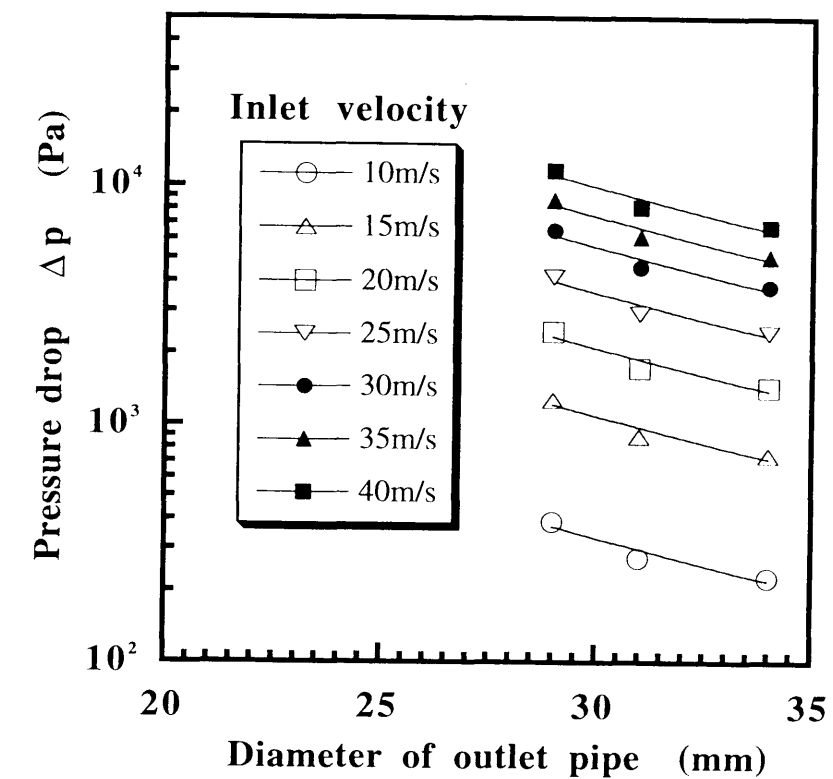


Fig.3-9 Relation between diameter of outlet pipe and cyclone pressure drop

Table 3-3 Experimental results

Diameter of outlet pipe (mm)	Inlet velocity (m/s)	Blow down ratio (%)	Powder	Yield η (%)	Cut size D_{p50} (μm)	Classification sharpness index κ (-)
27	30	0	CaCO_3	90.5	0.38	0.62
31				87.1	0.41	0.53
34				86.6	0.45	0.45
27		15	JIS No.17	95.0	0.36	0.77
31				93.2	0.36	0.74
34				91.7	0.37	0.65

(iii) 出口管挿入長さの影響

Fig.3-10に入口風速30m/s、ブローダウン0%、Fig.3-11に入口風速30m/s、ブローダウン15%と一定にし、出口管挿入長さを変化させたときの部分分離効率を示す。図中、○は出口管挿入長さ40mm(サイクロン円筒部への突出長さが円筒部長さの3%)、△は60mm(21%)、□は80mm(39%)、▽は100mm(57%)の分離効率を示している。出口管挿入長さが長くなるにしたがい、部分分離効率は低慣性側へ移行し、曲線の傾きも急になり分離性能は向上する。また、出口管挿入長さ40mmでの性能低下は著しい。

Fig.3-12に出口管挿入長さと50%分離径および分級精度指数の関係を示す。ブローダウンを行うことにより、50%分離径、分級精度指数ともに向上する。50%分離径はブローダウンによらず、出口管挿入長さが長いほど小さくなる。分級精度指数も50%分離径と同様、ブローダウンによらず、出口管挿入長さが長いほど向上するが、ブローダウン15%の方がその変化率は大きい。

Fig.3-13に出口管挿入長さを変化させたときの入口風速と圧力損失の関係、Fig.3-14に入口風速を変化させたときの出口管挿入長さと圧力損失の関係を示す。出口管挿入長さが長くなると僅かではあるが圧力損失は低下する。

出口管挿入長さが短い場合、サイクロンに流入した粒子が気流とともに旋回することなく、そのまま出口管より排出されるショートカットが起こり易くなり、分離性能が低下するものと考えられる。本実験では、サイクロン入口部高さが37mmなので出口管挿入長さ40mmは入口部下縁と出口管がほぼ同じレベルになる。したがって、出口管挿入長さ40mmでは分離性能の低下が顕著に現れたものと考えられる。一方、挿入長さが長い場合、ショートカットは起こり難くなり、さらに出口管挿入により円筒部の旋回気流が整流されるため分離性能が向上したものと考えられる。また、出口管挿入長さが長いほど圧力損失が低下したのも、出口管挿入による整流効果によるものと考えられる。圧力損失の低下は実用上利点となることから、出口管挿入長さを長くすることは圧力損失の面からも良いと考えられる。

以上の結果より、今回実験を行った範囲では、出口管挿入長さは長いほど分離性能は向上し、圧力損失は低下することが明らかになった。

Table 3-4に出口管挿入長さを変えて行った実験より得られた粗粉収率、50%分離径、分級精度指数の結果をまとめて示す。

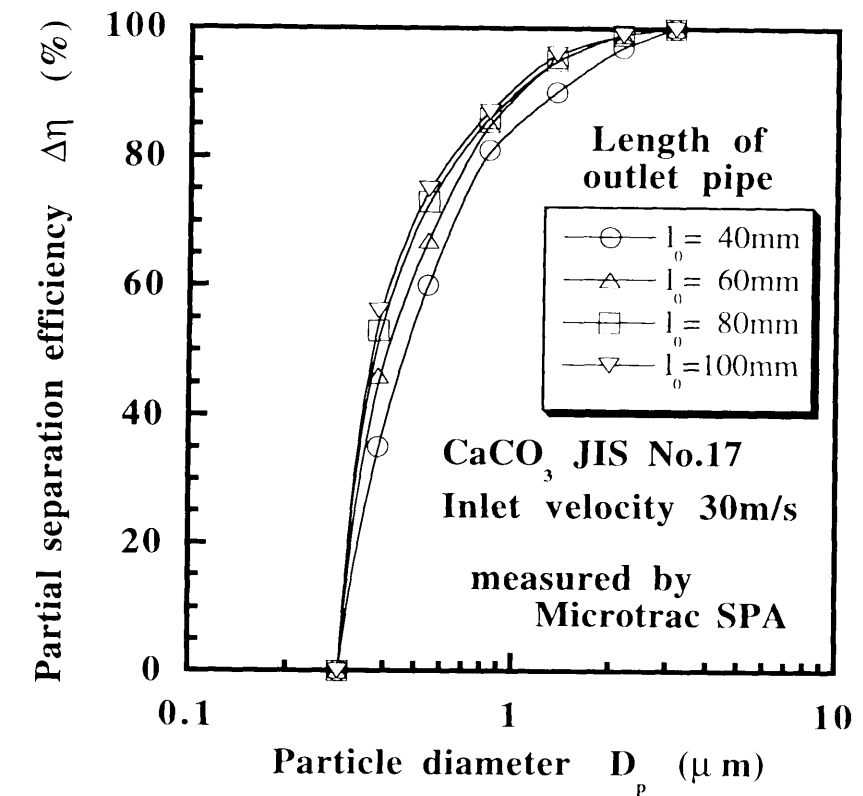


Fig.3-10 Effect of length of outlet pipe on partial separation efficiency

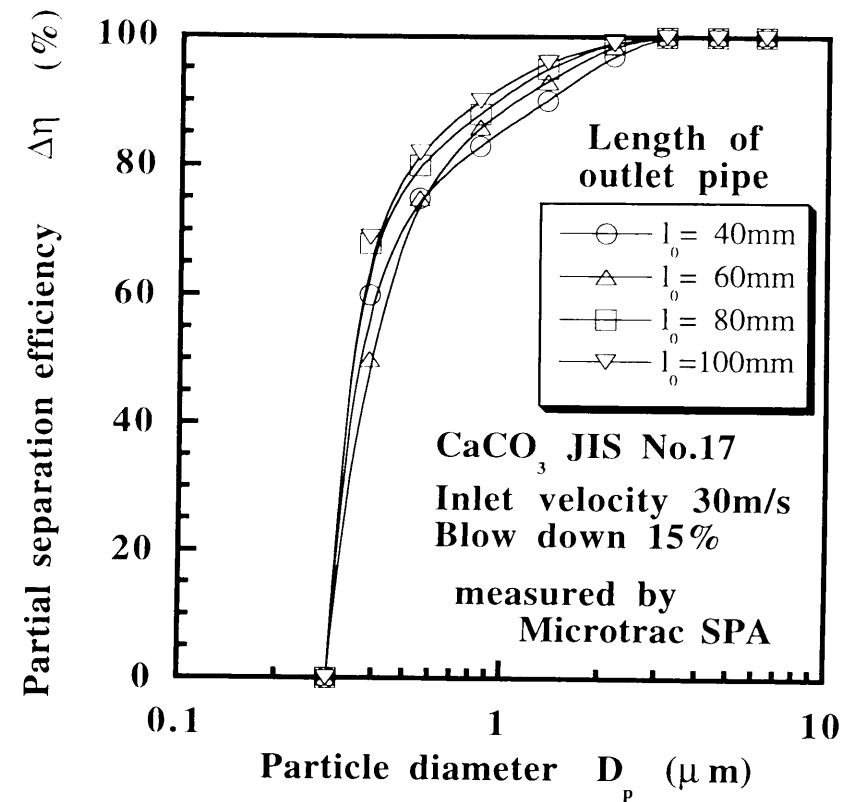


Fig.3-11 Effect of length of outlet pipe on partial separation efficiency

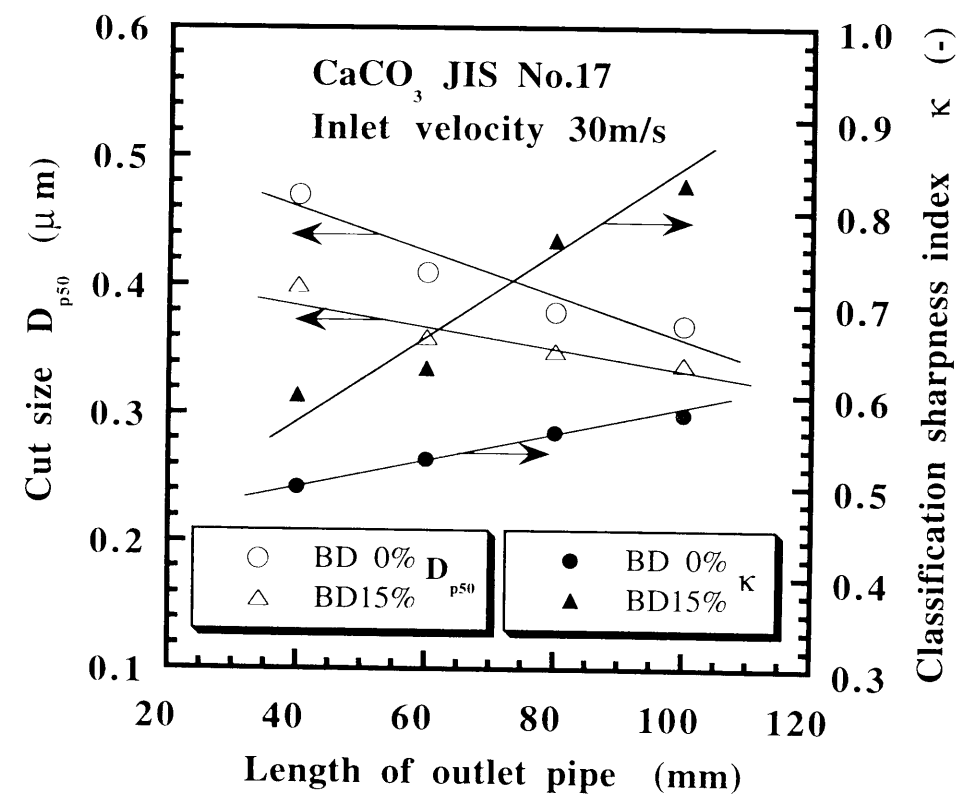


Fig.3-12 Relation between length of outlet pipe and cut size D_{p50} , classification sharpness index κ

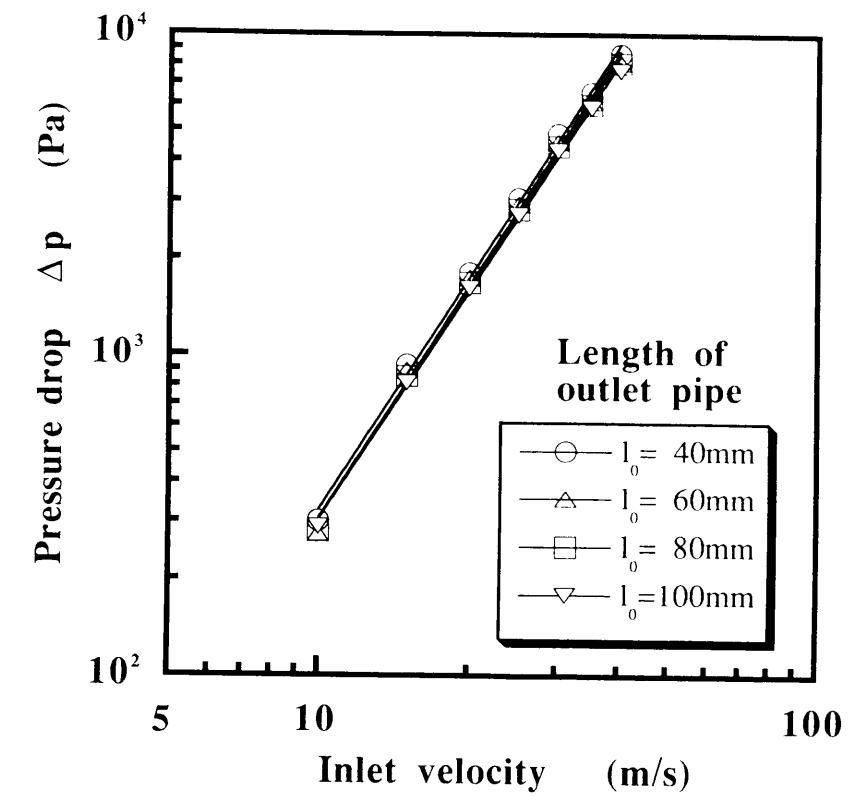


Fig.3-13 Relation between inlet velocity and pressure drop of cyclone with different length of outlet pipe

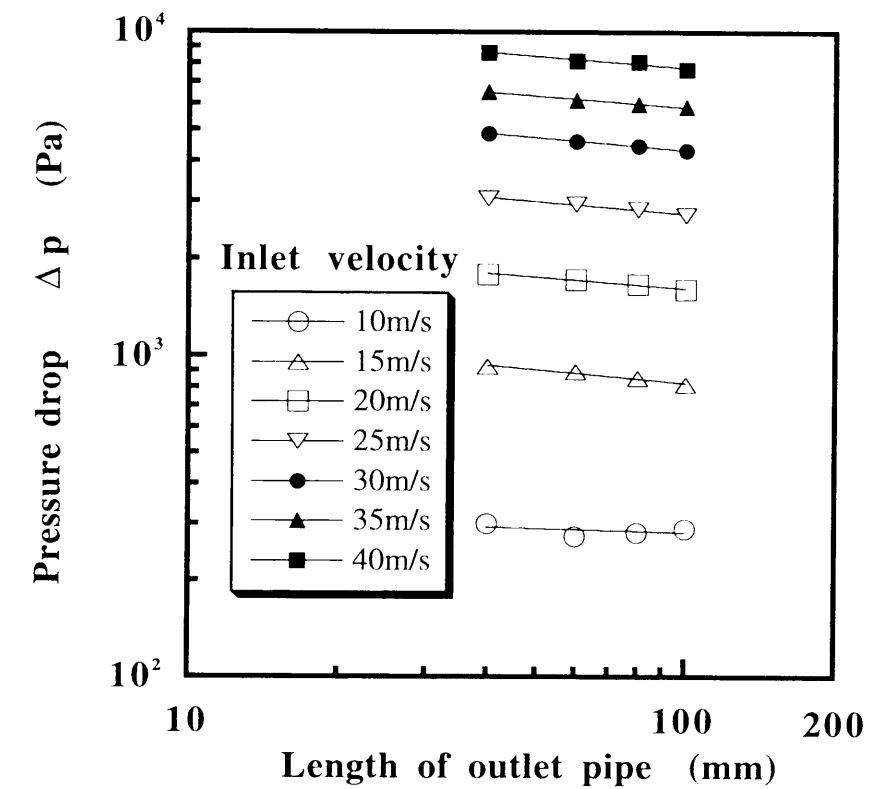


Fig.3-14 Relation between length of outlet pipe and cyclone pressure drop

Table 3-4 Experimental results

Length of outlet pipe (mm)	Inlet velocity (m/s)	Blow down ratio (%)	Powder	Yield η (%)	Cut size D_{p50} (μm)	Classification sharpness index κ (—)
40	30	0	CaCO_3 JIS No.17	86.1	0.47	0.50
60				87.1	0.41	0.53
80				87.3	0.38	0.56
100				90.1	0.37	0.58
40		15		92.2	0.40	0.60
60				93.2	0.36	0.74
80				95.3	0.35	0.77
100				95.8	0.34	0.83

3-2 円錐部

入口部および円筒部は基本型サイクロンと同一で、円錐部の長さを変えたサイクロンについて実験を行い、サイクロン円錐部長さの分離性能への影響について検討した。

3-2-1 実験装置および方法

Fig.3-15に実験に用いたサイクロンを示す。サイクロンAは110mmの円筒部と200mmの円錐部からなる基本型サイクロン、Bは円筒部は基本型サイクロンと同一で、円錐部が150mm(テーパ6.1°)のサイクロン、CはBと同様で円錐部が100mm(テーパ9.1°)のサイクロンである。いずれも入口形状は基本型と同様の全円周渦巻入口式とした。

実験は入口風速20m/s、30m/sにおいて、ブローダウン0%で行った。供試粉体には炭酸カルシウムJIS No.17を使用し、粉塵濃度は7~10g/m³とした。また、粒度測定にはレーザー回折法であるMicrotrac SPAを用いた。実験条件をTable 3-5に示す。

Table 3-5 Experimental conditions

	Length of cylindrical part (mm)	Length of conical part (mm (deg.))	Powder	Inlet velocity (m/s)	Blow down ratio (%)	Particle concentration (g/m ³)
A	110	200 (4.6)	CaCO_3 JIS No.17	20	0	7~10
B		150 (6.1)		30		
C		100 (9.1)				

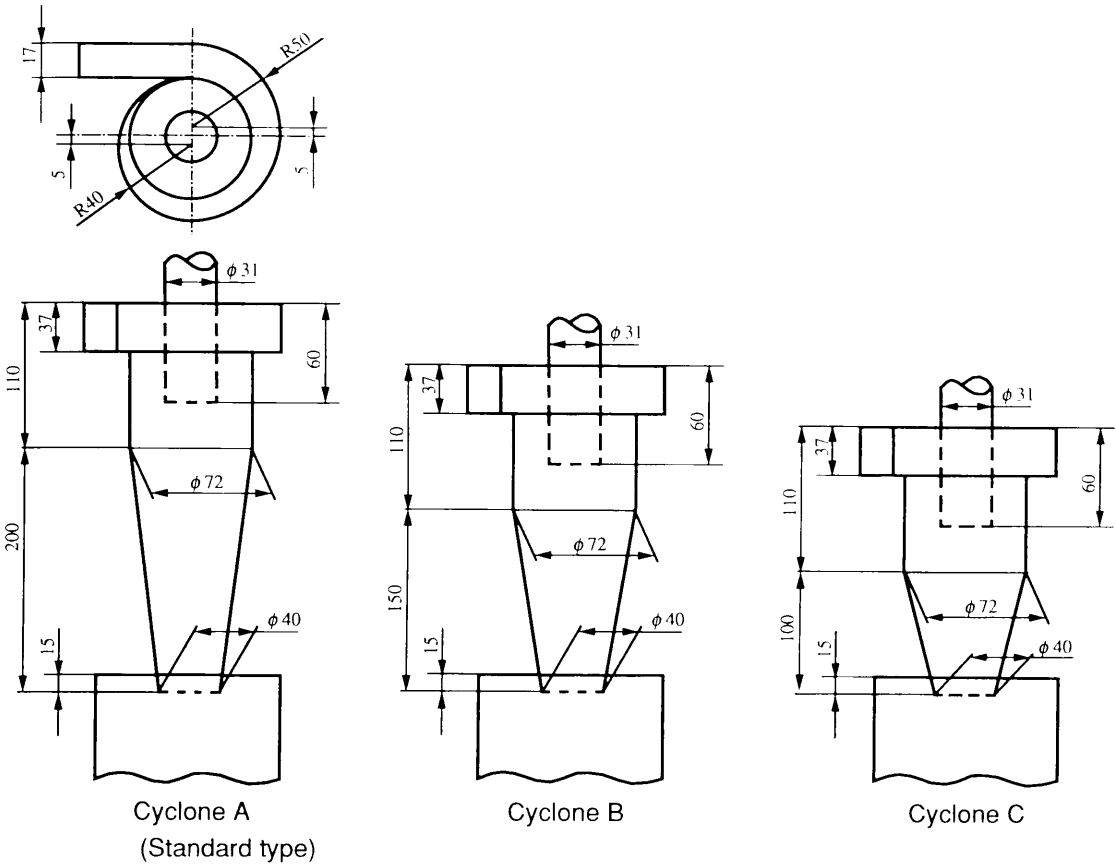


Fig.3-15 Schematic diagram of cyclones with different length of conical part

3-2-2 結果および考察

Fig.3-16に入口風速20m/s、Fig.3-17に入口風速30m/sと一定とし、サイクロン円錐部長さを変えたときの部分分離効率を示す。図中、○は円錐長さが100mm、△は150mm、□は200mmの分離効率を示している。円錐部が長くなるにしたがい、部分分離効率は低慣性側に移行し、曲線の傾きも急になり分離性能は向上する。

Fig.3-18に円錐部長さと50%分離径および分級精度指数の関係を示す。円錐部が長くなるほど、50%分離径は減少し、分級精度指数は増加しており、円錐部は長いほど分離性能は向上することが明らかになった。

Table 3-6に円錐部長さを変えて行った実験より得られた粗粉収率、50%分離径、分級精度指数の結果をまとめて示す。

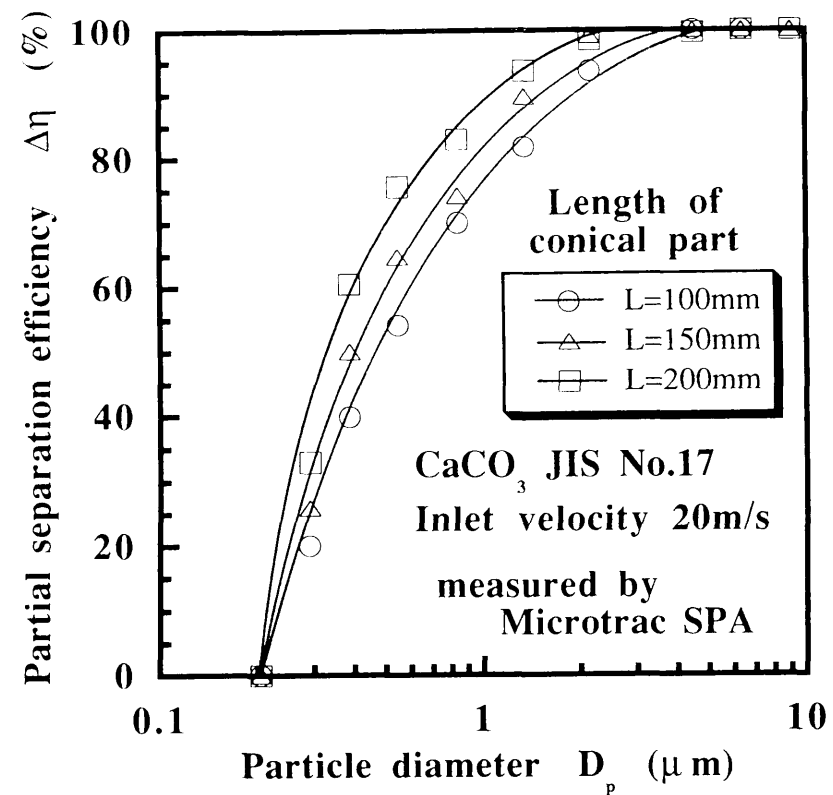


Fig.3-16 Effect of length of conical part on partial separation efficiency

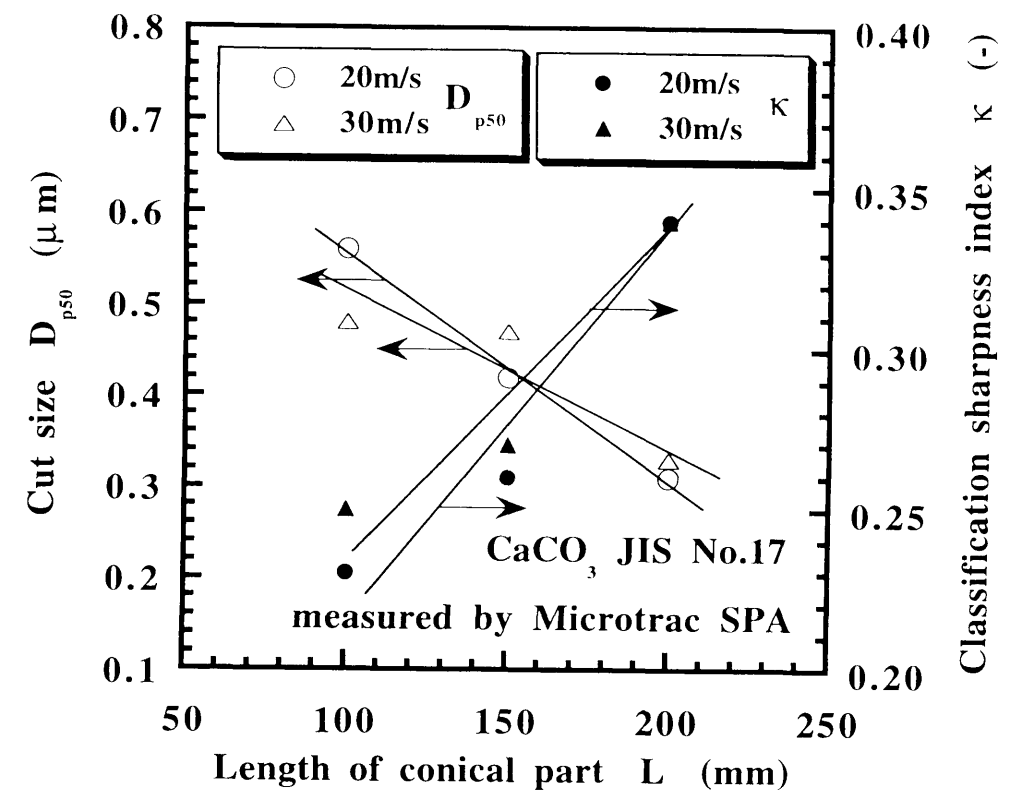


Fig.3-18 Relation between length of conical part and cut size D_{p50} , classification sharpness index κ

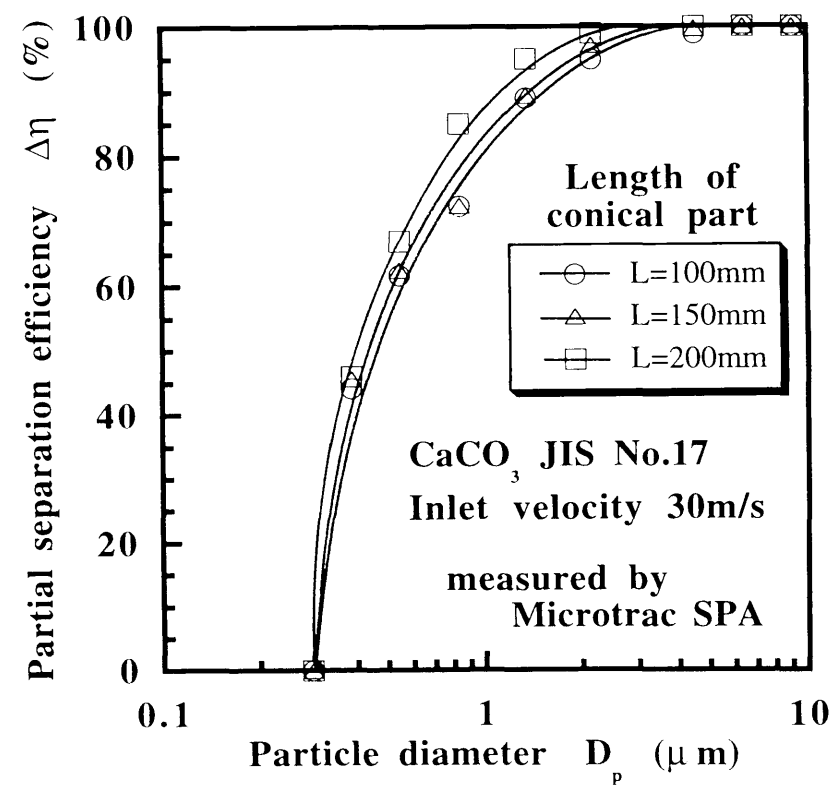


Fig.3-17 Effect of length of conical part on partial separation efficiency

Table 3-6 Experimental results

Length of conical part (mm)	Inlet velocity (m/s)	Yield η (%)	Cut size D_{p50} (μm)	Classification sharpness index κ (-)
200	20	93.6	0.31	0.34
150		90.7	0.42	0.26
100		85.5	0.56	0.23
200	30	93.3	0.33	0.34
150		89.3	0.47	0.27
100		88.5	0.48	0.25

3-3 内壁面粗さ

3-1、3-2節ではサイクロン形状を変えることにより旋回流の形状を大きく変え、それによる分離性能の変化について検討した。本節では旋回流の形状はほぼ同じだが旋回流に微小な乱れや歪みを生じた場合の分離性能についてサイクロン円筒部内壁面粗さを変えて実験を行い検討した。

3-3-1 実験装置および方法

実験に用いたサイクロンは基本型サイクロンで、サイクロン円筒部内壁にサンドペーパーや突起物を貼付あるいは取り付けることにより壁面近傍の流動状態を変化させた。サンドペーパーはJIS#40(砥粒粗さ300~500 μ m)、#60(170~360 μ m)、#80(100~275 μ m)の3種類を円筒部内壁全面に貼付した。また、突起物としては円筒部の内壁に直径 ϕ 1.2mmのステンレス製丸棒を円周を8等分(45° 間隔)した位置に点溶接した。ステンレス丸棒の長さはサイクロン円筒部上端を基準とし、サイクロン円筒部長さL(110mm)のL/4、L/2、Lの3種類とした。Fig.3-19にサンドペーパーおよびステンレス製丸棒取り付け位置を示す。

実験は入口風速30m/sにおいて、ブローダウン量0%、15%で行った。供試粉体には炭酸カルシウムJIS No.17を使用し、粉塵濃度は7~10g/m³とした。また、粒度測定にはレーザー回折法であるMicrotrac SPAを用いた。実験条件をTable 3-7 に示す。

Table 3-7 Experimental conditions

Treatment of inner surface	Fin length (ϕ 1.2mm)	Powder	Inlet velocity (m/s)	Blow down ratio (%)	Particle concentration (g/m ³)
polished attached particles #40 #60 #80	non	CaCO ₃ JIS No.17	30	0 15	7
polished	L/4 L/2 L				

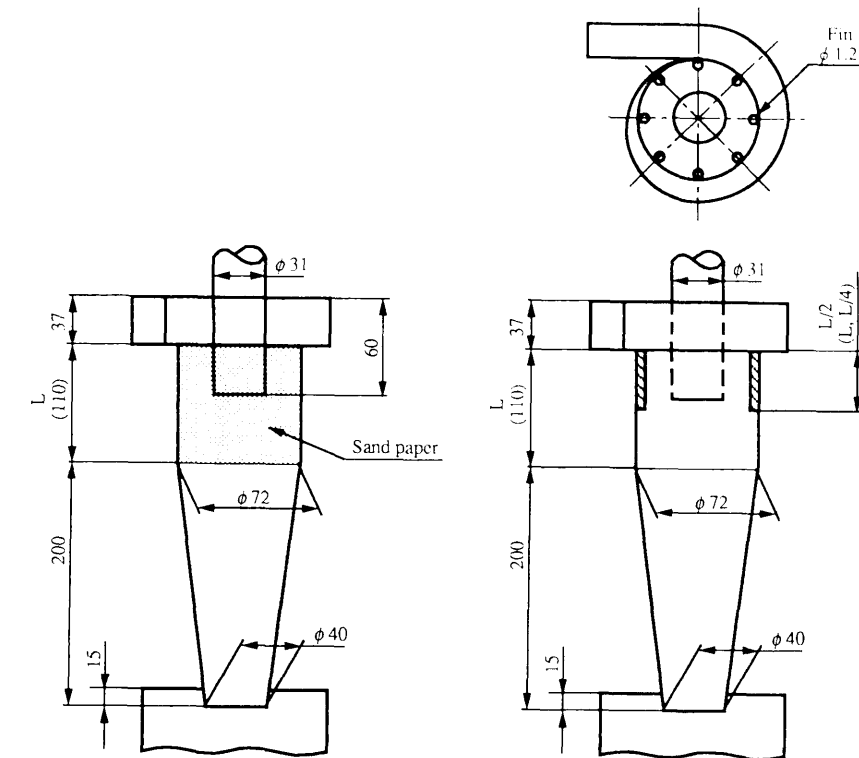


Fig.3-19 Schematic diagram of cyclone with sand paper or fins

3-3-2 結果および考察

Fig.3-20に入口風速30m/s、ブローダウン0%、Fig.3-21に入口風速30m/s、ブローダウン15%と一定にし、円筒部内壁に貼付するサンドペーパー粗さを変化させたときの部分分離効率を示す。図のように、分離効率曲線は研磨面、#80、#60、#40サンドペーパー貼付面の順で緩やかな傾きとなっており、特に高慣性領域での性能低下が著しい。しかし、内壁面粗さがかなり大きい#60と#40では分離性能の差はほとんど現れていない。また、Fig.3-22に内壁面粗さを変化させたときの入口風速と圧力損失の関係を示すが、内面粗さが粗くなるほど圧力損失は低下する。

このように、サイクロン円筒部内壁面が粗くなるほど、高慣性領域を中心とした分離性能の低下が起こることが明らかになった。これは内壁面粗さが粗くなることにより、壁面摩擦が増大し、壁面近傍の旋回気流速度が減少することや気流が乱れるなどの原因によるものと考えられる。圧力損失の低下も円筒部壁面近傍の旋回流速が減少することによるものと考えられる。また、内壁面粗さが#60と#40で分離性能に差が現れないのは、表面粗さが両者とも気流の境界層厚さに達する大きさであり、表面粗さの影響としてはほぼ同じであったものと考えられる。

Table 3-8に内壁面粗さを変えて行った実験より得られた粗粉収率、50%分離径、分級精度指数の結果をまとめて示す。

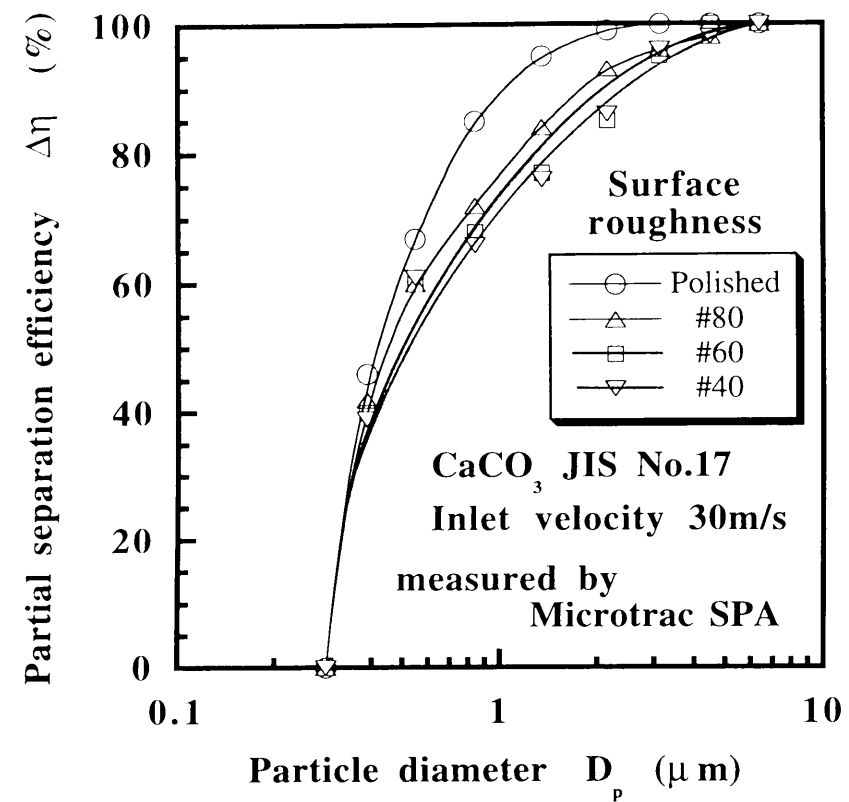


Fig.3-20 Effect of inner surface roughness on partial separation efficiency

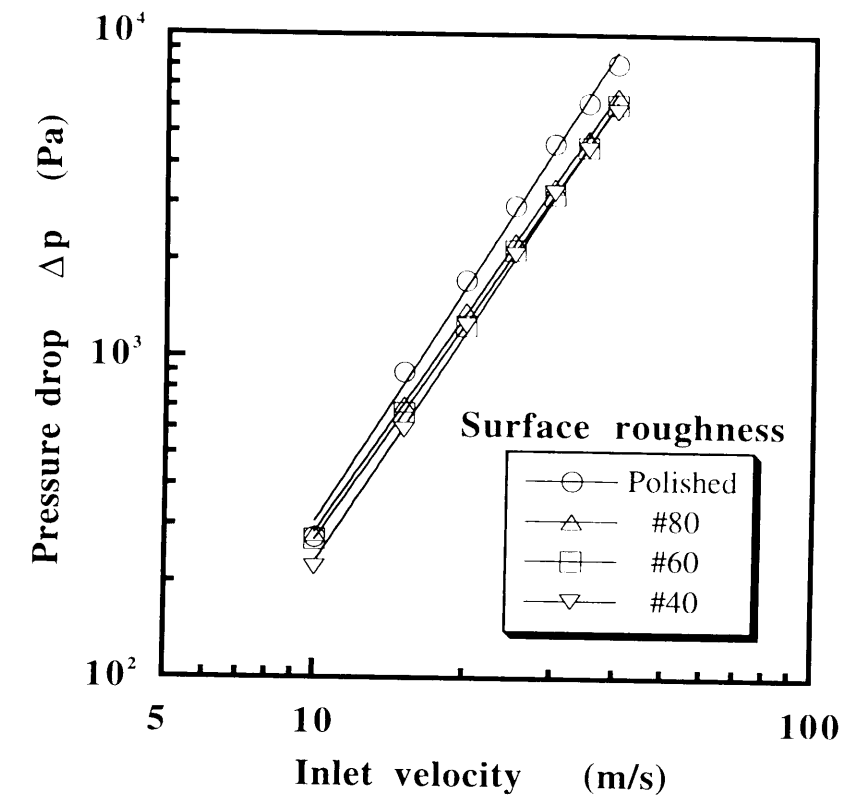


Fig.3-22 Relation between inlet velocity and pressure drop of cyclone with different inner surface roughness

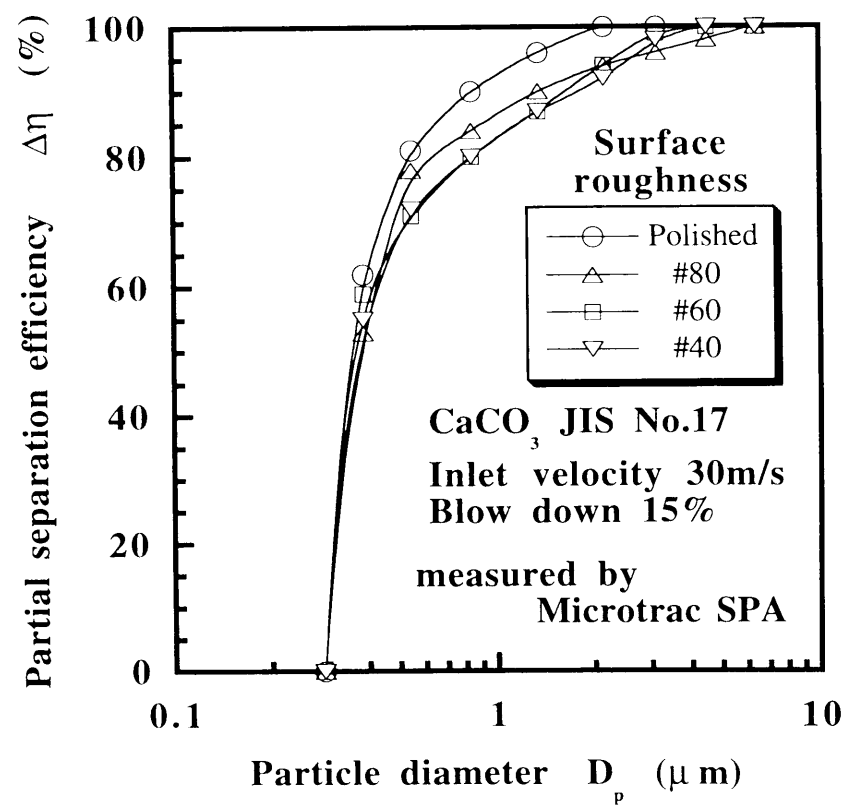


Fig.3-21 Effect of inner surface roughness on partial separation efficiency

Table 3-8 Experimental results

Treatment of inner surface	Inlet velocity (m/s)	Blow down ratio (%)	Yield η (%)	Cut size D_{p50} (μm)	Classification sharpness index κ (-)
polished	30	0	87.1	0.38	0.62
attached particles #40			84.3	0.42	0.31
#60			82.9	0.43	0.31
#80			86.2	0.43	0.35
polished		15	93.2	0.36	0.74
attached particles #40			90.6	0.34	0.51
#60			89.6	0.35	0.51
#80			90.8	0.38	0.71

Fig.3-23に入口風速30m/s、ブローダウン0%、Fig.3-24に入口風速30m/s、ブローダウン15%と一定にし、円筒部フィン長さを変化させたときの部分分離効率を示す。図中、○は円筒部にフィンがなく内壁が研磨面のもの、△は円筒部上端より円筒部の1/4までフィンが設置されたもの、以下同様に、□は円筒部の半分まで、▽は円筒部全長にフィンが設置されたものの分離効率を示している。フィンが長くなるほど分離効率は高慣性側に移行し、曲線の傾きも緩やかになり分離性能は低下する。特に高慣性領域での性能低下が著しく、100%捕集粒子径 D_{p100} はフィンを取り付けないときに比べ大きくなる。また、基本型サイクロンにフィンを取り付けることによる分離性能の変化は大きい、フィン長さの増加による分離性能の変化は小さい。50%分離径はブローダウンによらずフィンを設置してもほとんど変化しない。分級精度指数はブローダウン0%ではフィン設置により大きくて低下するが、ブローダウン15%ではほとんど変化しない。これはFig.3-24の部分分離効率に差が現れるのは75%分離径よりも高慣性領域であるため50%分離径および25%分離径と75%分離径の比で定義される分級精度指数では顕著な差として現れなかったものである。

Fig.3-25にフィン長さを変化させたときの入口風速と圧力損失の関係を示す。円筒部の1/4までフィンを設置すると圧力損失は約40%低下し、その後フィンが長くなるにしたがい圧力損失は徐々に低下する。この圧力損失の低下はフィン設置による整流効果によるものと考えられる。

以上の結果より、サイクロン壁面近傍の気流の乱れは分離性能の低下を招くことが明らかになった。

Table 3-9に円筒部フィン長さを変えて行った実験より得られた粗粉収率、50%分離径、分級精度指数の結果をまとめて示す。

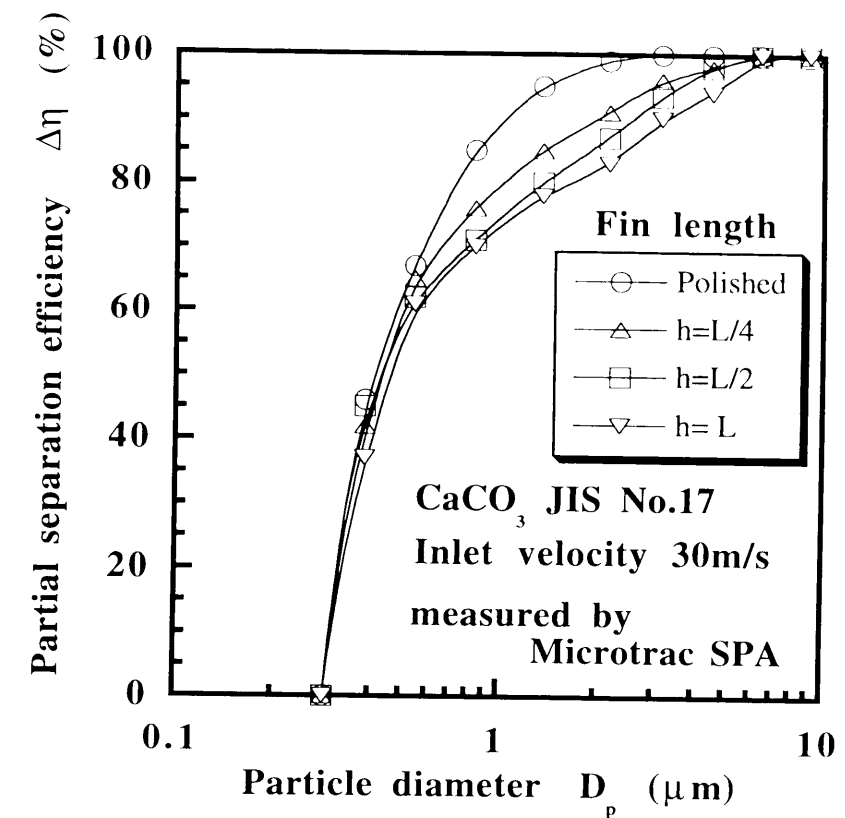


Fig.3-23 Effect of fin length on partial separation efficiency

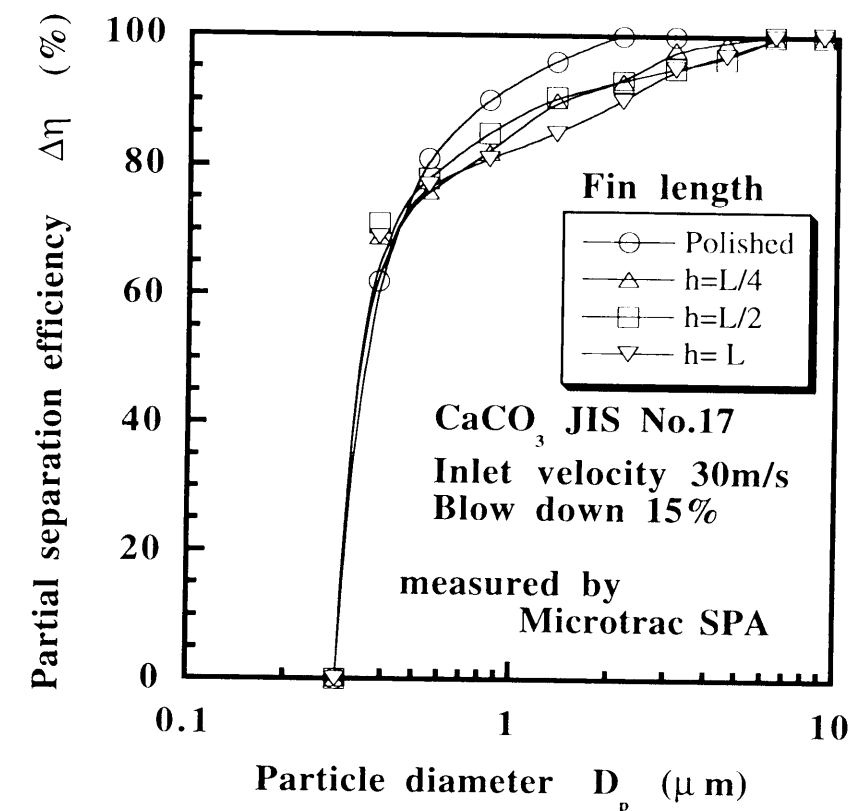


Fig.3-24 Effect of fin length on partial separation efficiency

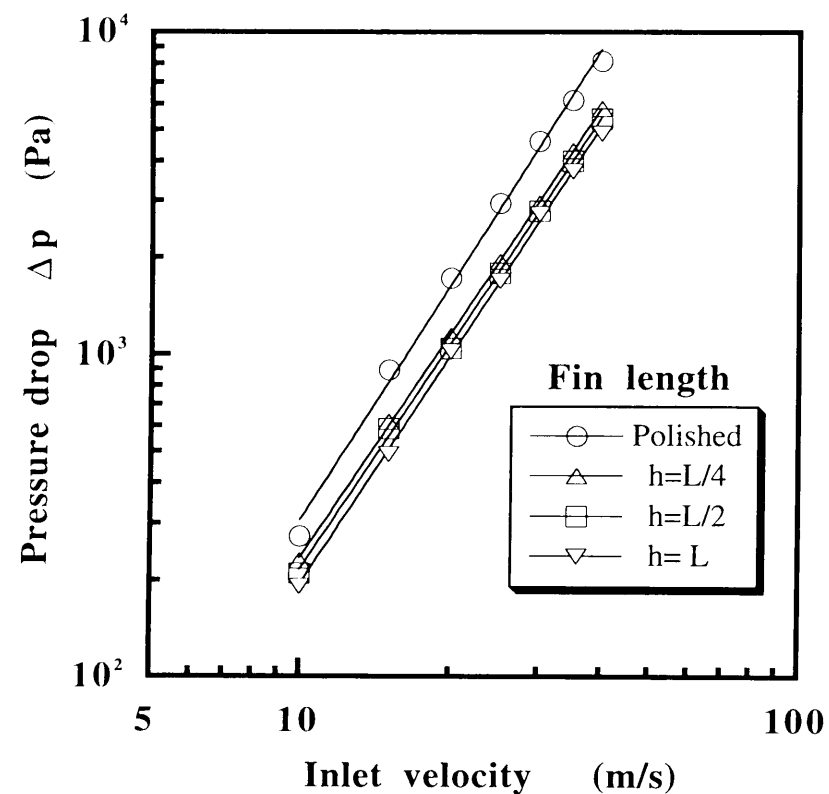


Fig.3-25 Relation between inlet velocity and pressure drop of cyclone with different fin length

Table 3-9 Experimental results

Fin length ($\phi 1.2\text{mm}$)	Inlet velocity (m/s)	Blow down ratio (%)	Yield η (%)	Cut size D_{p50} (μm)	Classification sharpness index κ (-)
polished	30	0	87.1	0.38	0.62
L/4			86.6	0.42	0.45
L/2			83.1	0.41	0.35
L			80.0	0.43	0.34
polished		15	93.2	0.36	0.74
L/4			92.7	0.36	0.73
L/2			91.3	0.36	0.78
L			89.9	0.36	0.72

3-4 胴体部形状

3-4-1 実験装置および方法

Fig.3-26に実験に用いたサイクロンを示す。サイクロンAは110mmの円筒部と200mmの円錐部からなる基本型サイクロン、Dは160mmの円筒部のみで円錐部がない円筒型サイクロン、Eは100mmの円錐部のみで円筒部がない円錐型サイクロン、Fは80mmの円筒部の後基本型サイクロンと同じ4.6°のテーパの円錐部が56mmあり、その後45°の拡大部が6mm、そして再び基本型サイクロンの円錐部と同じテーパで減少する55mmの円錐部を有する段付型サイクロンである。いずれのサイクロンも入口形状は基本型サイクロンと同一の全円周渦巻入口式とし、粗粉出口には円錐体を設置した。

実験は入口風速20m/s、30m/s、ブローダウン0%、15%で変化させた。供試粉体には炭酸カルシウムJIS No.17を使用し、粉塵濃度は7~10g/m³とした。また、粒度測定にはレーザー回折法であるMicrotrac SPAを用いた。実験条件をTable 3-10に示す。

Table 3-10 Experimental results

	Length of cylindrical part (mm)	Length of conical part (mm (deg.))	Powder	Inlet velocity (m/s)	Blow down ratio (%)	Particle concentration (g/m ³)
A	110	200 (4.6)	CaCO ₃ JIS No.17	20	0	10
D	110	non		30	0	7
E	non	100 (6.1)				
F	110	Double conical			15	

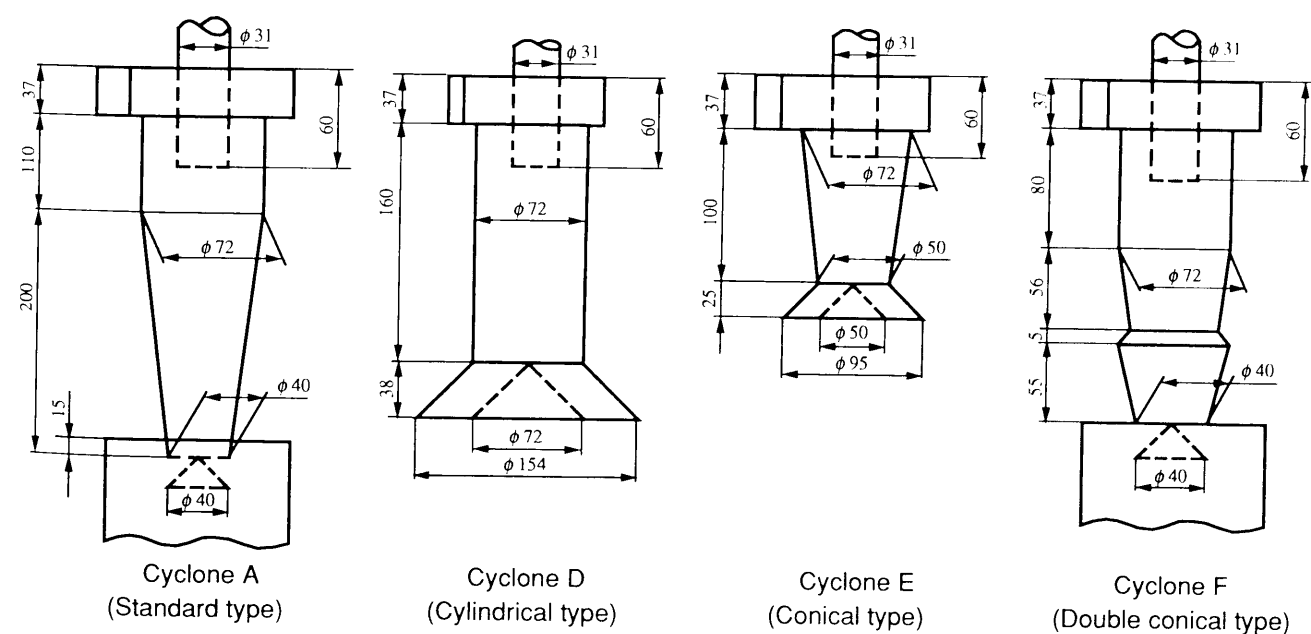


Fig.3-26 Schematic diagram of cyclones with different types of body shape

3-4-2 結果および考察

Fig.3-27に入口風速20m/s、ブローダウン0%、Fig.3-28に入口風速30m/s、ブローダウン0%、Fig.3-29に入口風速30m/s、ブローダウン15%と一定とし、胴体部形状を変えたときの部分分離効率を示す。図中、○は基本型、△は円筒型、□は円錐型、▽は段付型サイクロンの分離効率を示している。基本型と段付型とはほぼ同じ性能であるが、円筒型および円錐型は基本型と比べ分離効率曲線が高慣性側に移行し、曲線の傾きも緩やかになり分離性能の低下が認められる。円筒型では高慣性域で、円錐型では高慣性域だけでなく分級点付近の領域での分離性能の低下が起こる。

Fig.3-30に胴体部形状を変えたときの入口風速と圧力損失の関係を示す。圧力損失はいずれの形状もほぼ同じで、分離性能のような顕著な差は現れない。本実験ではサイクロン胴体部形状を変えることにより旋回流形状を変化させ、サイクロン内部旋回気流状態の分離性能への影響を調べた。しかし、サイクロン全長を等しくしての実験ではなかったため、サイクロン胴体部形状だけでなく、サイクロン内における気流の回転数などサイクロン全長に起因する影響も含まれていることが考えられる。サイクロン全長が短ければ、サイクロン内における気流の回転数が少なくなり、粒子に十分な遠心力を与えることができず、分離性能の低下を招くことが考えられる。ちなみにサイクロン全長順で並べると、基本型(310mm)、段付型(197mm)、円筒型(160mm)、円錐型(100mm)の順となり、今回得られた分離性能の順番とほぼ一致する。

Table 3-11に胴体部形状を変えて行った実験より得られた粗粉収率、50%分離径、分級精度指数の結果をまとめて示す。

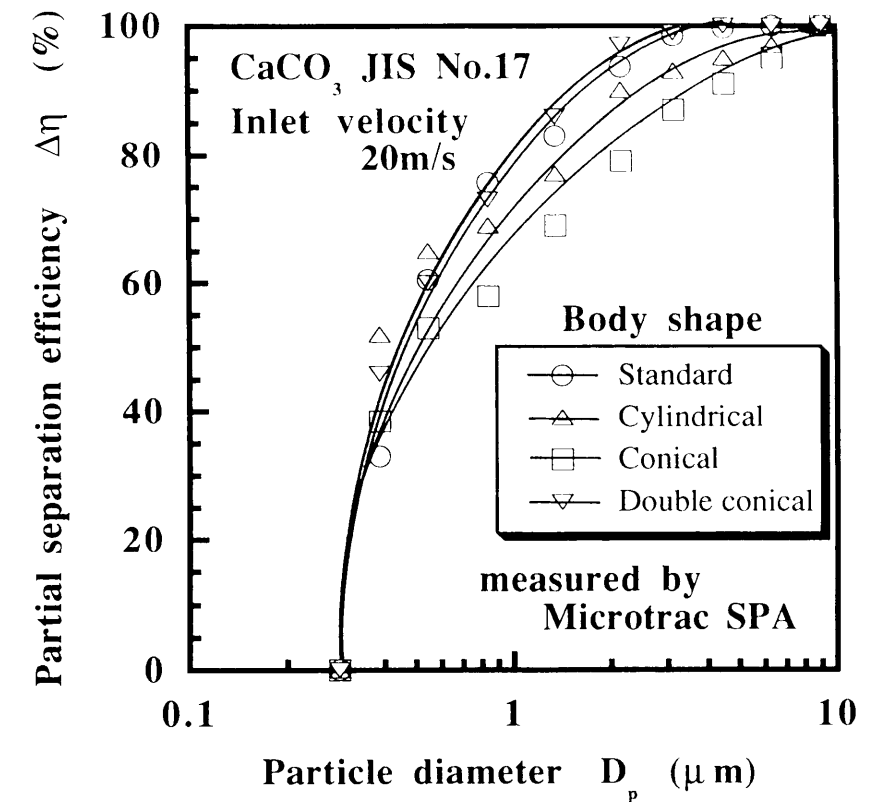


Fig.3-27 Effect of body shape on partial separation efficiency

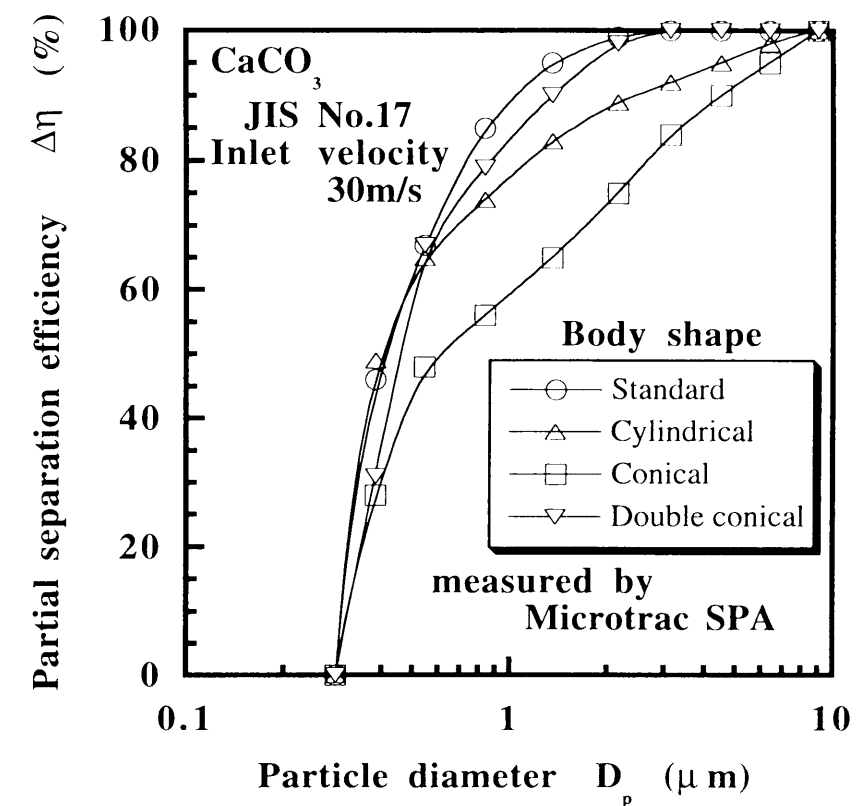


Fig.3-28 Effect of body shape on partial separation efficiency

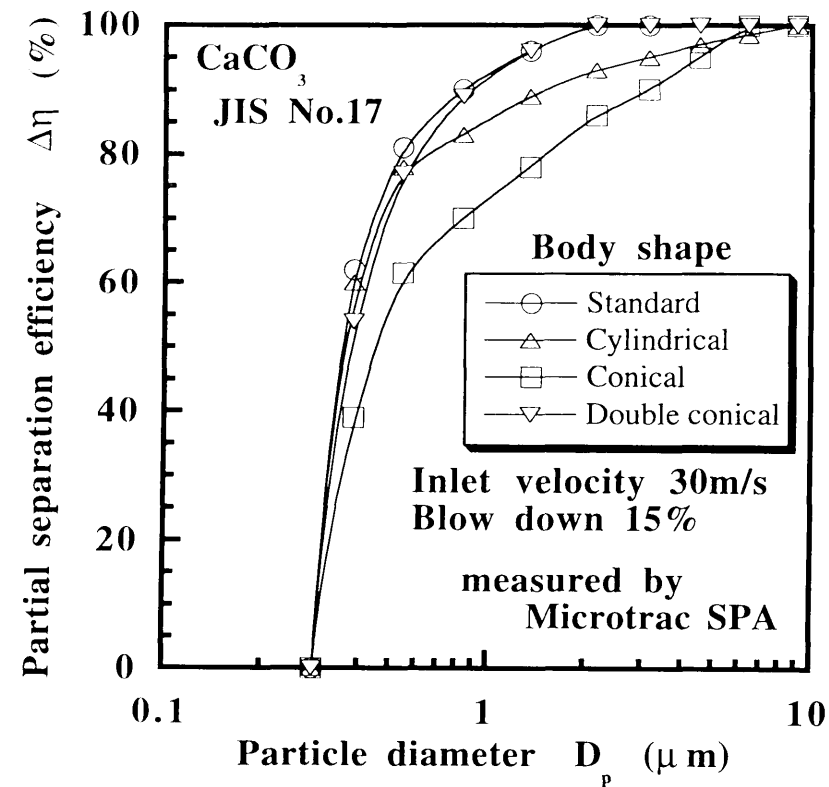


Fig.3-29 Effect of body shape on partial separation efficiency

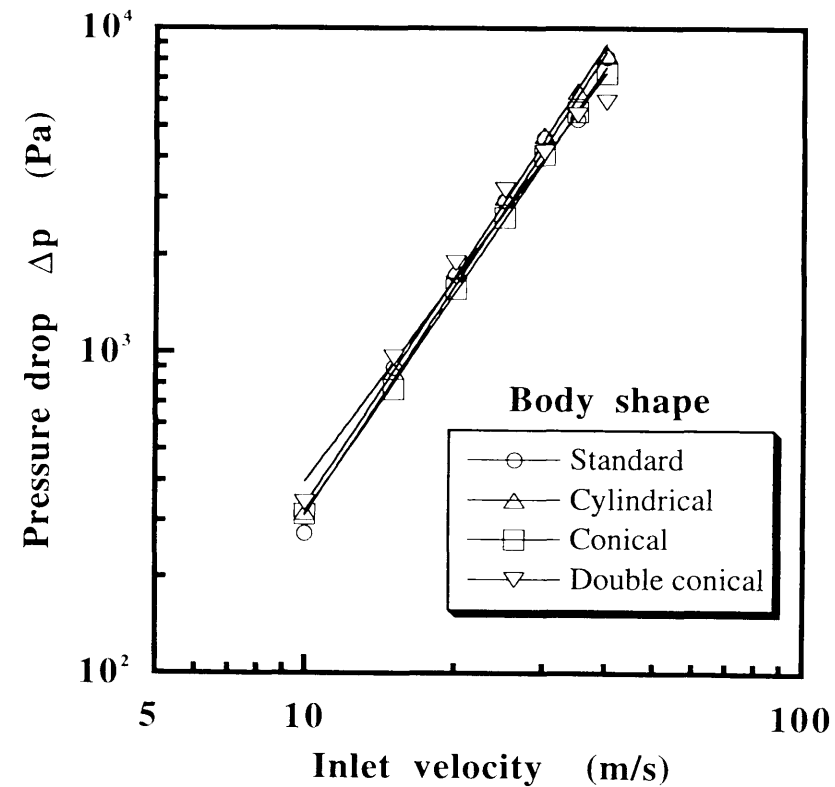


Fig.3-30 Relation between inlet velocity and pressure drop of different type cyclones

Table 3-11 Experimental results

	Body shape	Inlet velocity (m/s)	Blow down ratio (%)	Yield η (%)	Cut size D_{p50} (μm)	Classification sharpness index κ (-)
A	Standard	20	0	85.3	0.47	0.41
D	Cylindrical			84.8	0.38	0.38
E	Conical			82.4	0.48	0.23
F	Double conical			86.0	0.41	0.40
A	Standard	30	0	87.1	0.41	0.53
D	Cylindrical			85.6	0.40	0.39
E	Conical			74.2	0.60	0.18
F	Double conical			89.8	0.44	0.45
A	Standard		15	93.2	0.36	0.74
D	Cylindrical			90.7	0.37	0.71
E	Conical			82.7	0.43	0.31
F	Double conical			94.5	0.38	0.71

3-5 結言

サイクロン内部の旋回気流に影響を与えると考えられるサイクロン入口形状、気流出口管、胴体部形状および内壁面状態を変化させ実験を行い、サイクロン内部旋回気流状態の分離性能への影響について検討した。主な結論は以下のようである。

- (1)サイクロン分離性能は入口形状が接線式、半円周渦巻式、全円周渦巻式の順で高くなり、サイクロン入口部はより滑らかに旋回流を形成できる形状ほど分離性能は向上する。
- (2)サイクロン気流出口管径は小さいほど分離性能は向上するが、圧力損失は増加する。
- (3)サイクロン気流出口管挿入長さは長いほど分離性能は向上し、圧力損失は僅かではあるが低下する。
- (4)基本型と段付型とはほぼ同じ分離性能であるが、円筒型では高慣性域で、円錐型では高慣性域および分級点付近の領域での分離性能の低下が起る。
- (5)円錐部長さは長いほど分離性能は向上する。
- (6)サイクロン円筒部内壁面が粗くなるにしたがい、高慣性領域を中心とした分離性能の低下が起こる。
- (7)サイクロン円筒部内壁近傍の気流の乱れが大きくなるにしたがい、高慣性領域を中心とした分離性能の低下が起こる。

使用記号

C_c	: slip coefficient	(-)
D	: diameter of cyclone cylindrical part	(m)
D_p	: particle diameter	(m)
D_{p25}	: particle diameter at 25% partial separation efficiency	(m)
D_{p50}	: particle diameter at 50% partial separation efficiency	(m)
D_{p75}	: particle diameter at 75% partial separation efficiency	(m)
h	: fin length	(m)
L	: length of cyclone cylindrical part	(m)
l_0	: length of cyclone outlet pipe	(m)
r	: rotation radius	(m)
r_0	: radius of pipe	(m)
U	: maximum fluid velocity in pipe	(m/s)
u_0	: cyclone inlet velocity	(m/s)
v	: fluid velocity	(m/s)
y	: distance from pipe wall	(m)
Δp	: pressure drop	(Pa)
$\Delta \eta$: partial separation efficiency	(%)
κ	: classification sharpness index	(-)
μ	: fluid viscosity	(Pa s)
ρ_g	: density of gas	(kg/m ³)
ρ_p	: density of particle	(kg/m ³)
Ψ	: inertial parameter	(-)
ω	: angular velocity	(rad/s)

引用文献

- 1) Iinoya, K., T. Fuyuki, Y. Yamada, H. Hisakuni and E. Sue : J. Soc. Powder Technol., Japan, 29, 351 (1992)
- 2) Fuyuki, T., K. Iinoya and Y. Yamada, : Journal of the Society of Powder Technology, Japan, 30 (7), 490 (1993)
- 3) 井伊谷鋼一、「新版集塵装置」 日刊工業新聞社 (1973)
- 4) 粉体工学会編、「粉体工学便覧」 日刊工業新聞社 (1986)
- 5) 日本粉体工業技術協会編、「粉体分級技術マニュアル」 広信社 (1990)
- 6) 日本粉体工業技術協会編、「微粒子工学」 朝倉書店 (1994)
- 7) 小川明、「サイクロン分離器」 アース社 (1980)

第4章 サイクロン内の流れと圧力損失

サイクロンの圧力損失を正確に予測することはプロセスを設計する上で極めて重要である。サイクロンの圧力損失に関しては多くの研究がなされ、実験式も多く提案されている^{1)~5)}。しかし、そのほとんどがサイクロンの圧力損失は入口風速の2乗に比例すると仮定する方法がとられている。

実際のサイクロンにおいては、その圧力損失はサイクロンの形状あるいは運転条件等にもよるが、入口風速の1.8乗～2.3乗に比例しており、必ずしも流速の2乗には比例していない⁵⁾。しかし、その原因についてはまだ明らかになっていない。

圧力損失は当然のことながら気流の流動状態によるので、サイクロンの圧力損失を正確に推定するにはサイクロン内部の旋回流の状態を考慮した上で行う必要がある。

本章ではサイクロン内壁近傍の流れを観察し、サイクロンの旋回流が螺旋状の気流であることを確認した。そしてモデル実験として種々の管径と回転直径を持つ蛇管の圧力損失の測定を行い、蛇管の圧力損失特性を調べた。さらにサイクロン内部流れを蛇管によりモデル化し、実測値と比較検討した。

4-1 サイクロンの圧力損失

4-1-1 実験方法

基本型サイクロンについて、粉体供給速度を0～3.5g/minの範囲で変化させ、圧力損失を測定した。また、3章で用いた他のサイクロンについては、粉体を供給しない状態で圧力損失を測定した。圧力損失はサイクロンの入口と出口での差圧をマノメーターにより測定した。Table 4-1に実験条件を示す。

Table 4-1 Experimental conditions

Cyclone type	Inlet velocity (m/s)	Particle concentration (g/m ³)
Standard	20	0～3.5
Standard ($l_0=60\text{mm}$) Cylindrical Conical Double conical Modified standard ($l_0=100\text{mm}$) Sand paper #40 Fin (fin length 110mm)	10～40	0

4-1-2 結果および考察

Fig.4-1に基本型サイクロンの入口風速20m/sにおける粉体供給速度と圧力損失の関係を示す。供給速度0g/minは粉体を供給しない状態を示し、その時の圧力損失は1590Paであった。供給粉体量が増加するにしたがい圧力損失は低下する。データにはばらつきがあるが、直線で近似すると、次式のようになる。

$$\Delta p (\text{Pa}) = 1581 - 19.5 \times (\text{Feed rate (g/min)}) \quad (4-1)$$

Fig.4-2に基本型以外の形状の異なるサイクロンの圧力損失、Fig.4-3に内面粗さを変えた基本型サイクロンの圧力損失を示す。また、図中には参考のため入口風速の2乗の近似直線も示してある。

形状の異なるサイクロンでは、いずれも圧力損失は入口風速のほぼ2乗に比例して増加するが、完全には2乗に比例していない。また、同一流速での圧力損失は僅かの差ではあるが段付き型、基本型、円筒型、円錐型の順で高くなっている。

一方、内面粗さを変えたサイクロンでも、圧力損失は入口風速のほぼ2乗に比例して増加しているが、完全には2乗に比例していない。そして出口管挿入長さを60mmから100mmに増加させると圧力損失がわずかに低下する。また、サンドペーパー貼りとフィン付きは圧力損失は大きく低下する。

サイクロン形状や内壁面表面粗さにより圧力損失が異なるのは気流の流動状態の変化によるものと考えられる。また、出口管挿入長さを変えることにより、圧力損失が変化したのは、出口管挿入長さを60mmから100mmに増加させることにより、内壁面積が増加し、その分壁面摩擦が増え、圧力損失が低下したものと考えられる。また、サンドペーパー貼りとフィン付きでは壁面摩擦抵抗の増加により圧力損失の低下したものと考えられる。

サイクロンに粉体を供給することにより、圧力損失が減少するのは粉体を供給することによりサイクロン内部の旋回気流速度が減少するためと考えられる。また、このことは粉体を供給しない状態の圧力損失を議論することが、システム上安全側を議論していることを意味する。

以上の結果より、サイクロンの圧力損失は気流の流動状態により異なることが明らかになった。また、サイクロンに粉体を供給することにより圧力損失が減少することがわかった。したがって、本研究ではこれ以降、粉体を供給しない状態での圧力損失を検討する。

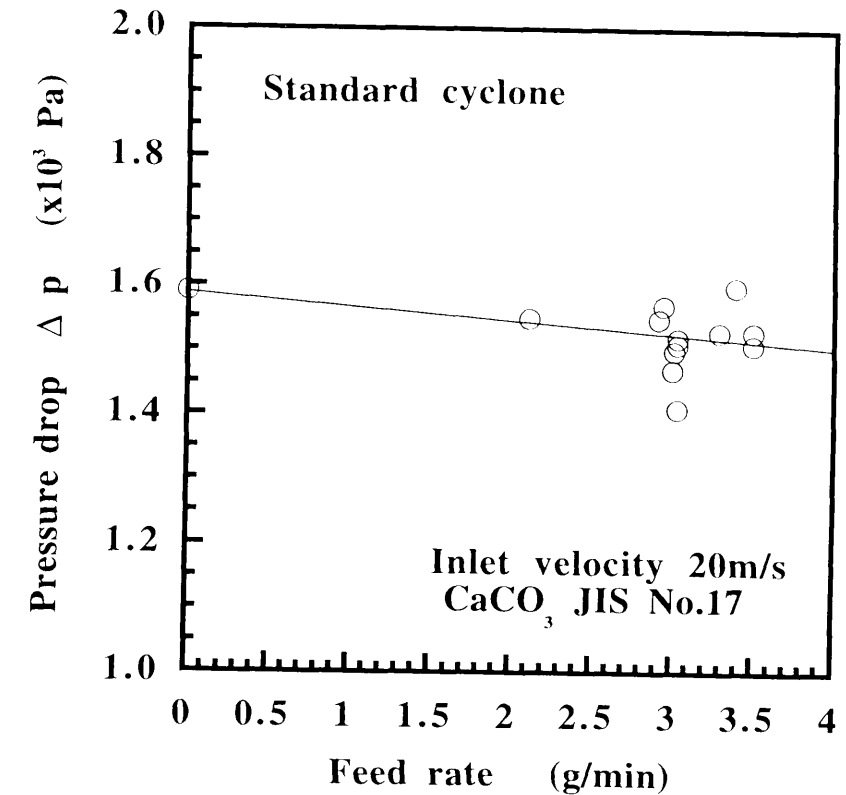


Fig.4-1 Relation between cyclone pressure drop and powder feed rate

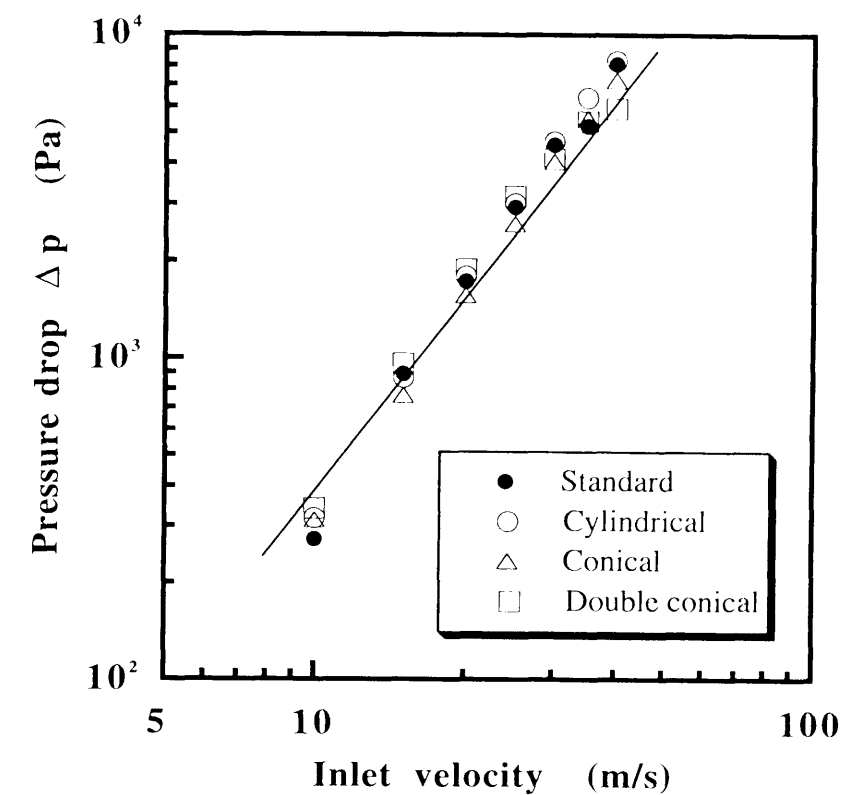


Fig.4-2 Pressure drop of several types of cyclones

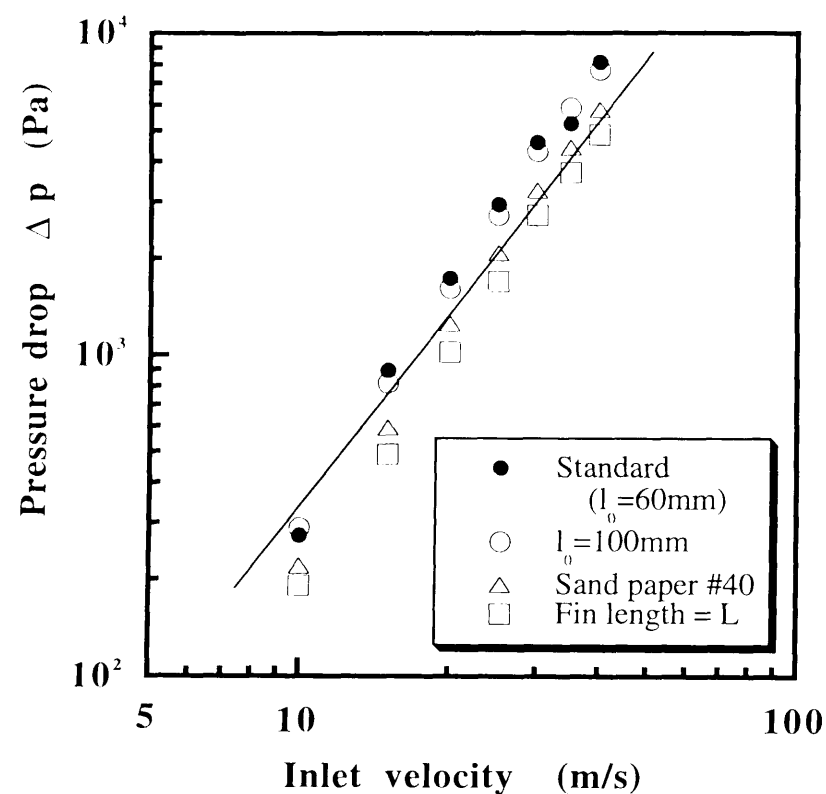


Fig.4-3 Pressure drop of standard cyclone with different inner surface roughness

4-2 サイクロン内の流れ

4-2-1 実験装置および方法

サイクロン内部の流れを測定する方法としてピトー管、熱線風速計等を用いる方法があるが、これらは測定部を気流中に挿入しなければならず結果的に気流を乱す可能性がある。気流を乱さずに流れの状態を把握することが望まれるが現実には困難である。一方、壁面トレース法やタフト法⁶⁾は壁面に油膜や糸を塗布あるいは取り付ける方法であり、壁面近傍の流れしか可視化できない欠点はあるが、流れを観察することができる。

サイクロンは主に粒子と気体の半径方向への運動の差を利用して、粒子を気流中から分離する装置であるが、旋回方向には両者はほぼ同様の運動をしていると考えられる。したがって、サイクロン壁面に到達する粒子状態を何らかの方法で気流を乱すことなく観察できればサイクロン壁面付近での流れの観察は可能と考えられる。

本研究では、トレーサー粒子をサイクロン内壁に付着させ、その付着状態を観察して、サイクロン内の流れを推定した。

Fig.4-4に実験に使用したサイクロンを示す。サイクロンは3-2節で用いたもので、Aは全円周渦巻入口式で110mmの円筒部と200mmの円錐部からなる基本型サイクロン、Bは

入口部、円筒部は基本型と同一で円錐部長さが150mm(テーパ6.1°)のサイクロン、CはBと同様で円錐部が100mm(テーパ9.1°)のサイクロンである。

実験は通常の粒子分離の場合と同様に行ったが、粒子の沈着状況の観察を容易にするためにサイクロン全円周部、円筒部および円錐部内壁にケント紙を貼り付けた。このとき、気流に乱れが生じないようにケント紙をサイクロン内壁にぴったりと密着させた。

実験はサイクロン入口風速20m/s～30m/sで行った。トレーサー粒子として関東ロームJIS No.11を使用し、粉塵濃度1 g/m³で約5分間粉体を供給した。実験終了後、ケント紙を取り出しトレーサー粒子の付着状態を観察した。実験条件をTable 4-2に示す。

Table 4-2 Experimental conditions

Powder	Inlet velocity (m/s)	Particle concentration (g/m ³)	Elastice time (min)
Kantoh Loam JIS No.11	20	1	5
	25		
	30		

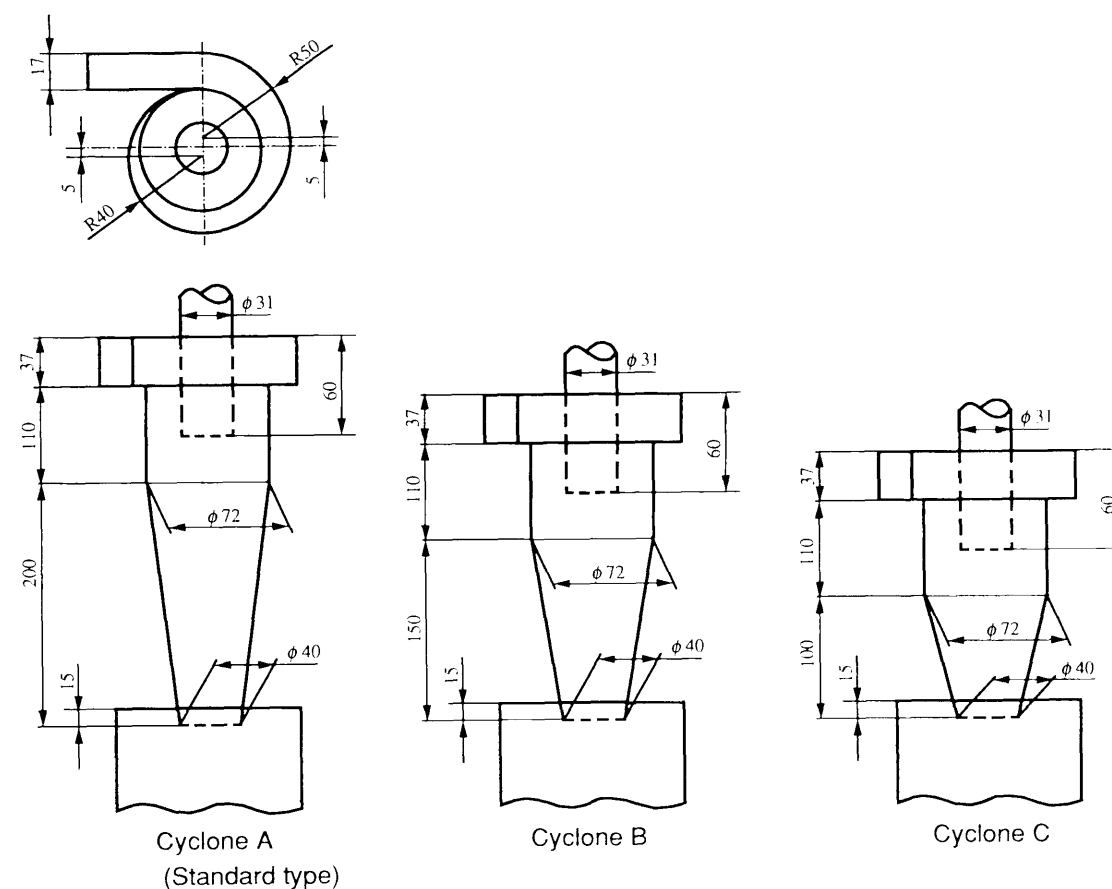


Fig.4-4 Schematic diagram of cyclones

Fig.4-5にサイクロンAの展開図およびサイクロンA,B,Cの入口風速20m/sにおけるトレーサー粒子のサイクロン円筒部および円錐部内壁への付着状態を示す。展開図において、 A_1B_1 はサイクロン入口部、 $A_1A_2B_3B_2B_1$ は全円周渦巻入口部分、 $B_2B_3C_2C_1$ は円筒部分、 $C_1C_2D_2D_1$ は円錐部分である。実験後のケント紙には円筒部、円錐部ともにトレーサー粒子が右下がりの縞状に付着しているのがはっきり観察された。円筒部においては気流は流入した角度をほぼ維持していることが確認された。また、円錐部においては円筒部の旋回流をほぼ維持しているが、若干軸方向に伸びているように観察された。サイクロン全体での気流の旋回数約5となっている。また、サイクロンB、CでもAと同様の流跡線が観察された。ここでも、円錐部においては円筒部の旋回流をほぼ維持しているが、若干軸方向に伸びているように観察される。サイクロン全体での気流旋回数はBで約4、Cで約3となっている。

Fig.4-6に入口風速20m/s, 25m/s, 30m/sにおけるサイクロンAの円筒部内壁への付着状態を示す。入口風速20m/s, 25m/sでは明瞭な流跡線が観察され、円筒部においては気流は流入した角度をほぼ維持していることが観察された。一方、30m/sではそれ以下の場合と比べ流跡線は不明瞭になっている。また、円筒部での流跡線と水平面とのなす角度 θ は、入口風速20m/sで $\theta=15.8^\circ$ 、入口風速25m/sで $\theta=15.5^\circ$ 、入口風速30m/sで $\theta=15.4^\circ$ とほぼ一定であり、円筒部での気流旋回数は約1.5となった。

すべての実験で分散条件および供給粉塵濃度を同一にしているにもかかわらず、入口風速により粒子の付着状態に変化が見られたのは、入口風速25m/s以下では旋回流はサイクロン入口での流れをほぼ維持したまま円筒部を流れているが、25m/sを超えるあたりから気流に乱れが生じ、流跡線が不明瞭となったものと考えられる。また、円錐部で旋回流が若干軸方向へ伸びているように観察されたのは、円錐部では旋回直径が減少するのにともない、軸分速度が増加するためであると考えられる。さらに、ここでの旋回数は円錐部長さに依存していると考えられる。

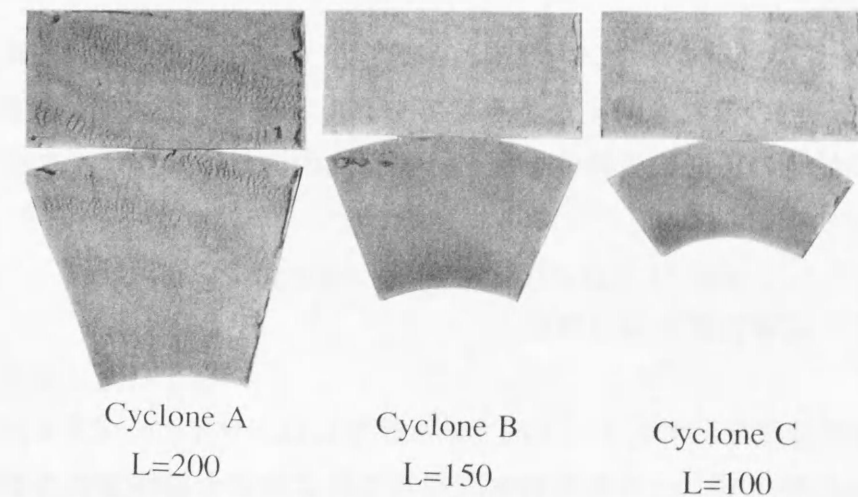
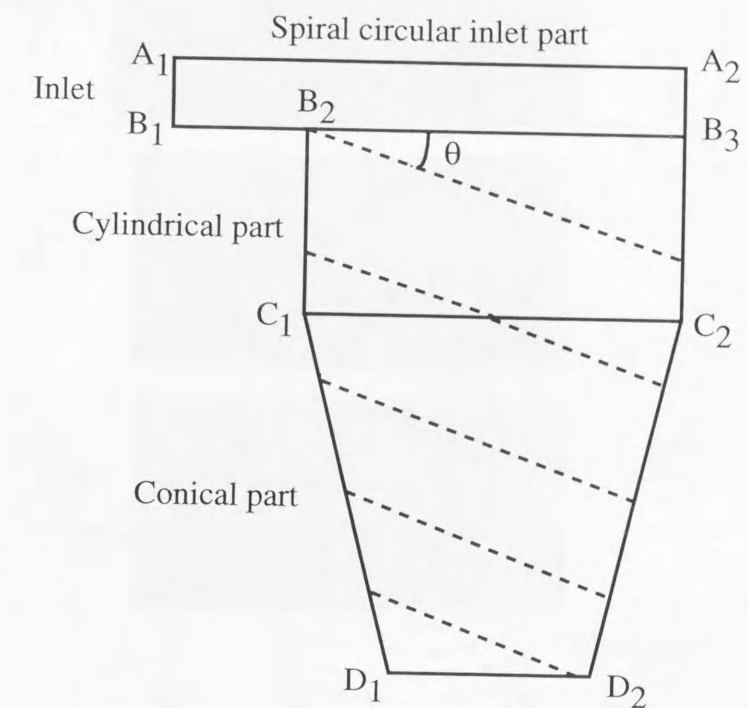


Fig.4-5 Spread diagram of cyclone and visualized inner flow

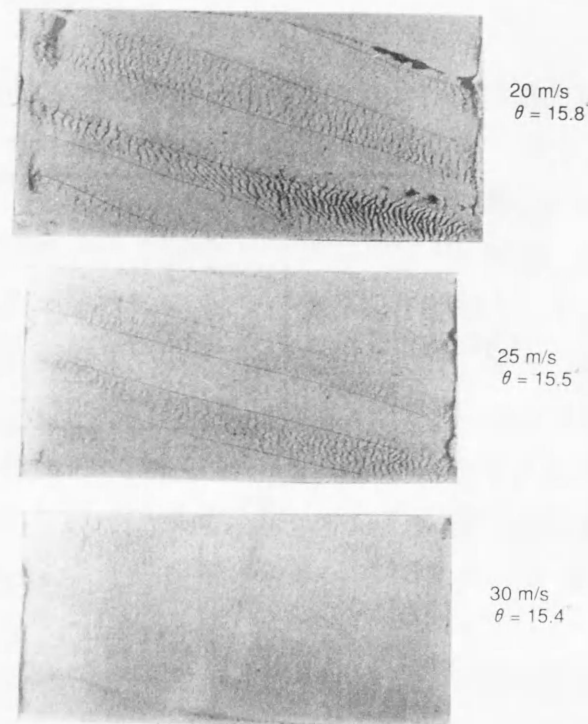


Fig.4-6 Visualized inner flow in cylindrical part of cyclone A

4-3 蛇管の圧力損失

4-2節の結果より、サイクロン内部流れが螺旋状であることが確認されたので類似する流れとして蛇管内の流れを考えた。そしてモデル実験として水平に設置された直径 D 、回転直径 D_c の蛇管の圧力損失特性を調べ、蛇管内の流れによりサイクロンの圧力損失が説明できないか検討した。

4-3-1 実験装置および方法

Fig.4-7に実験装置を示す。テスト部である蛇管には、ワイヤー入りビニール管を用い、鉄管等の硬い円筒にビニール管断面が変形しないように十分注意しながら巻つけて使用した。蛇管直径はビニール管直径とし、回転直径 D_c はビニール管の中心線が描く円筒の直径とした。使用した蛇管は直径 $D=0.9\text{cm}$ 、 2.5cm の2種類、回転直径は $D_c=6.2\sim 200\text{cm}$ 、気流速度 $u=0.4\sim 30\text{m/s}$ で実験を行った。圧力損失は蛇管入口と出口での差圧をマンノメーターにより測定した。Table 4-3に実験条件を示す。

Table 4-3 Experimental conditions

Tube diameter (cm)	Coil diameter (cm)	Tube length (m)	Fluid velocity (m/s)
0.9	6.2	5	0.5~30
	40	5	0.5~35
	40	30	0.5~15
2.5	40 200	25	0.4~30

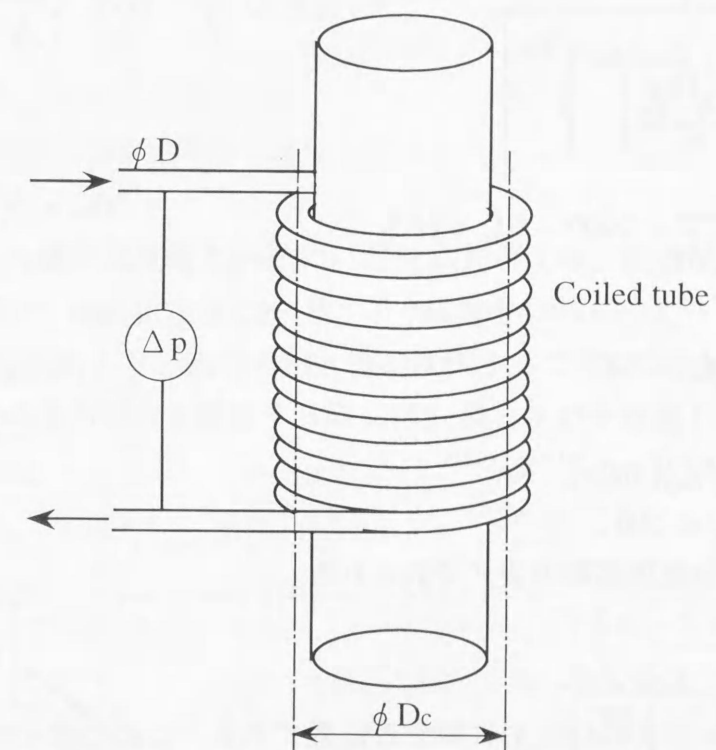


Fig.4-7 Schematic diagram of a coiled tube

4-3-2 結果および考察

Fig.4-8に圧力損失の実測値より得られた蛇管の摩擦係数 f_c とRe数との関係を蛇管の回転直径 D_c と直径 D の比 D_c/D をパラメーターとして示す。 f_c はばらつきがあるものの、全体としてはRe数の増加とともに減少している。そして、減少率は低Re数域で大きく、高Re数域で小さくなっている。 f_c の値は全領域で直管の摩擦係数 f より大きい、直線の勾配は低Re数域では、 D_c/D とともに大きくなり、直管の勾配-1に近づき、また、摩擦係数も直管の値に近づいている。一方、高Re数域では、摩擦係数は D_c/D が小さいほど高く、

勾配は D_c/D によらずほぼ一定である。また、White、Taylorが指摘した層流から乱流への遷移領域が存在しており、層流から乱流へ遷移する時のレイノルズ数である臨界レイノルズ数もほぼ一致している。

White⁷⁾、Taylor⁸⁾、Richter⁹⁾等によって蛇管の摩擦係数の算出式が次のように与えられている。

$$\frac{f_c}{f} = 1 \quad \text{Re} / \sqrt{D_c/D} < 11.6 \quad (4-2)$$

$$\frac{f_c}{f} = \frac{1}{1 - \left\{ 1 - \left(\frac{11.6 \sqrt{D_c/D}}{\text{Re}} \right)^{0.45} \right\}^{1/0.45}} \quad 11.6 < \text{Re} / \sqrt{D_c/D} < 2000, D_c/D < 15.2 \quad (4-3)$$

$$\frac{f_c}{f} = 1 \quad D_c/D > 500 \quad (4-4)$$

$$f_c = 0.00176 \alpha \left(\frac{D_c}{L_c} \right) (360n)^{1.10} \text{Re}^{-0.235} \quad D_c/D < 500 \quad (4-5)$$

ここで、 f は直管の摩擦係数で次式で表される。

$$f = \frac{16}{\text{Re}} \quad (4-6)$$

$$f = 0.00791 \text{Re}^{-0.25} \quad 3 \times 10^3 < \text{Re} < 10^5 \quad (4-7)$$

また、 α はRichterが求めた D_c/D に関する定数である。ここで言う中間領域は、直管の臨界レイノルズ数と蛇管の臨界レイノルズ数とが異なることから生じる。蛇管の臨界レイノルズ数 $(\text{Re})_c$ は、直管より大きく、 D_c/D が小さい程大きくなる。Eq.(4-3)は蛇管の層流域であり、直管の乱流域である範囲にある。

したがって、蛇管の摩擦係数は低 Re 数域では f_c は Re^{-1} に比例し、中間領域では $\text{Re}^{0.25}$ 、高 Re 数域では $\text{Re}^{-0.23} \sim -0.25$ に比例することになる。同図に $D_c/D=6.9$ の蛇管のWhite⁷⁾の理論値を示す。この場合も Re 数に対する摩擦係数の変化の傾向は一致している。しかし、数値的には本実験の方が高く、勾配も高 Re 数域ではほぼ一致しているものの低 Re 数域では大きくなっている。

以上のことから、蛇管の摩擦係数は管内気流速の Re 数と D_c/D に依存しており、その臨界レイノルズ数も D_c/D に深く関係していると言える。

直径 D 、長さ L_c の蛇管内を密度 ρ の非圧縮性流体が流速 u で流れる時の圧力損失 Δp は

直管と同様次式で表される。

$$\Delta p = 4f_c (L_c/D) (\rho u^2/2) \quad (4-8)$$

したがって、Eq.(4-8)にEqs.(4-2)、(4-3)、(4-4)、(4-5)を代入すると、蛇管の圧力損失 Δp は以下のように表される。

層流

$$\Delta p \propto u^1 \quad \text{Re} / \sqrt{D_c/D} < 11.6 \quad (4-9)$$

中間領域

$$\Delta p \propto u^{2.25} \quad 11.6 < \text{Re} / \sqrt{D_c/D} < 2000, D_c/D < 15.2 \quad (4-10)$$

乱流

$$\Delta p \propto u^{1.75} \quad D_c/D > 500 \quad (4-11)$$

$$\Delta p \propto u^{1.77} \quad D_c/D < 500 \quad (4-12)$$

層流域では、圧力損失は直管と同様に、流速に比例する。乱流域でも、 D_c/D にもよるが直管とほぼ同様で、Eqs.(4-11)、(4-12)に示すように流速の1.75～1.77乗に比例する。また、中間領域では、Eq.(4-10)より、流速の2.25乗に比例することになる。

したがって、蛇管の圧力損失を議論する際には Re 数と D_c/D を考慮した上で行う必要があると言える。

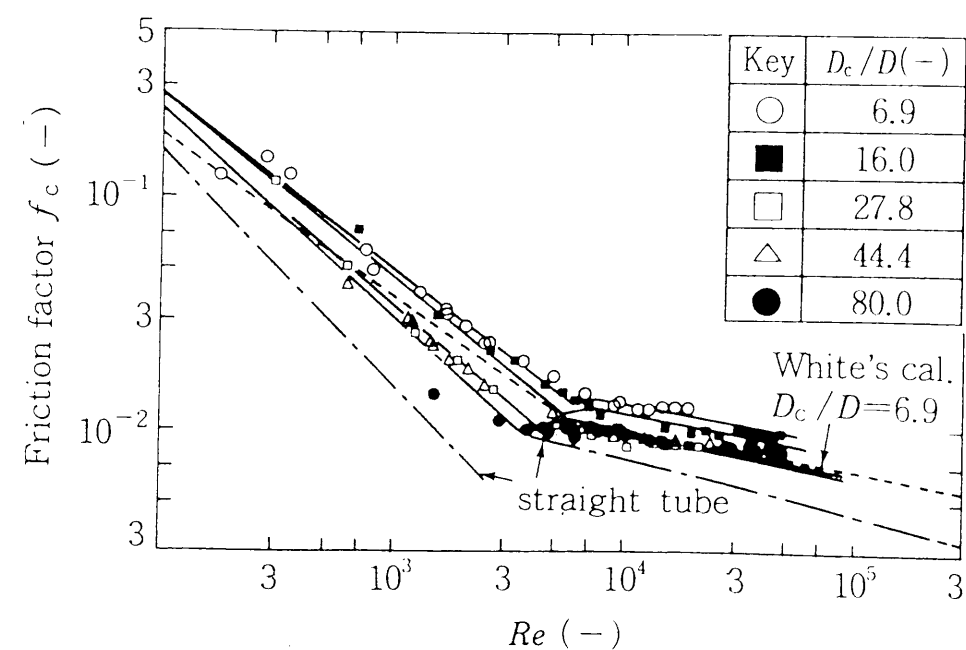


Fig.4-8 Friction factor in coiled tube

4-4 蛇管によるサイクロン内部流れのモデル化と圧力損失

4-2節よりサイクロン内部流れが螺旋状であることが確認されたので、サイクロン内部流れを蛇管によりモデル化し、4-3節で求めた蛇管の圧力損失特性と実際のサイクロンの圧力損失特性を比較検討した。

4-4-1 サイクロン円筒内気流のモデル化と理論圧力損失の計算

井伊谷⁵⁾、小川¹⁷⁾ などによればサイクロン円筒部の気流の軸分速度がゼロとなる半径 r_c は、円筒部直径を D_1 とすると、入口風速に無関係にほぼ $r_c = D_1/3$ である。つまりFig.4-9に示すように $d \geq 2D_1/3$ の領域では気流は軸分速度が下向きと考えられる。したがって、4-2節の結果と合わせて考えると、サイクロンに流入した気流はサイクロン上蓋面の全円周から均一にサイクロン円筒部へ流れ込み、サイクロン円筒部の $D_1 \geq d \geq 2D_1/3$ 仮想円筒部を旋回しながら下降していると考えることができる。

Fig.4-10に蛇管によりサイクロン内気流のモデル化した2つの蛇管モデルを示す。(a)は旋回流をサイクロン入口形状である矩形ダクトと考え、その矩形面積の円相当径を代表長さとする矩形蛇管モデル、(b)は旋回流を仮想円筒に内接する数本の円管群と考える円形蛇管モデルである。

また、蛇管内流速は以下のように考えた。サイクロン円筒部の仮想円筒部での旋回気流速度 u_c はFig.4-11に示した周分速度 u_θ と軸分速度 u_z とを合成した速度として以下のように求められる。

周分速度 u_θ はサイクロン入口風速を u_0 、サイクロン入口断面積を A_0 、仮想円筒の縦断面の片側部分の面積を A_θ とすると次式で表される。

$$A_0 u_0 = A_\theta u_\theta / n \quad (4-13)$$

ここで、 $A_\theta = (D_1/6)L$ (L はサイクロン円筒部長さ)、 n は蛇管巻き数である。

一方、軸分速度 u_z は仮想円筒の横断面積を A_z とすると次式で表される。

$$A_0 u_0 = A_z u_z \quad (4-14)$$

したがって、蛇管内気流速度 u_c は次式となる。

$$u_c = \sqrt{\left(\frac{1}{A_\theta}\right)^2 + \left(\frac{1}{A_z}\right)^2} A_0 u_0 \quad (4-15)$$

円形蛇管モデルでは、想定した蛇管はサイクロン円筒部の直径と仮想円筒に内接するので、直径 $D = D_1/6$ とし、蛇管巻き直径 D_c は蛇管の中心線の直径 $D_c = 5D_1/6$ とした。したがって、円形蛇管モデルは上記寸法の円形蛇管が仮想円筒部分に隙間なく配置されたものとし、サイクロン円筒部の螺旋流を想定した複数の円形蛇管を均一に流れる気流としてモデル化した。また、蛇管巻き数 n は4-2節の結果より $n=1.5$ とした。

円形蛇管モデルによると今回用いた基本型サイクロンの圧力損失は、蛇管内気流が以下の条件で次のように表される。

層流

$$\Delta p \propto u^1 \quad \text{Re} / \sqrt{D_c/D} < 11.6 \quad (4-16)$$

中間領域

$$\Delta p \propto u^{2.25} \quad 11.6 < \text{Re} / \sqrt{D_c/D} < 2000, \quad D_c/D < 15.2 \quad (4-17)$$

乱流

$$\Delta p \propto u^{1.75} \quad D_c/D > 500 \quad (4-18)$$

$$\Delta p \propto u^{1.765} \quad D_c/D < 500 \quad (4-19)$$

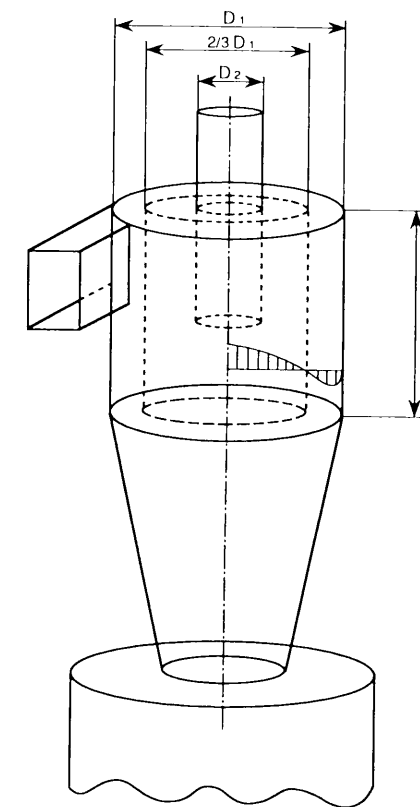


Fig.4-9 Diagram of cyclone inner flow

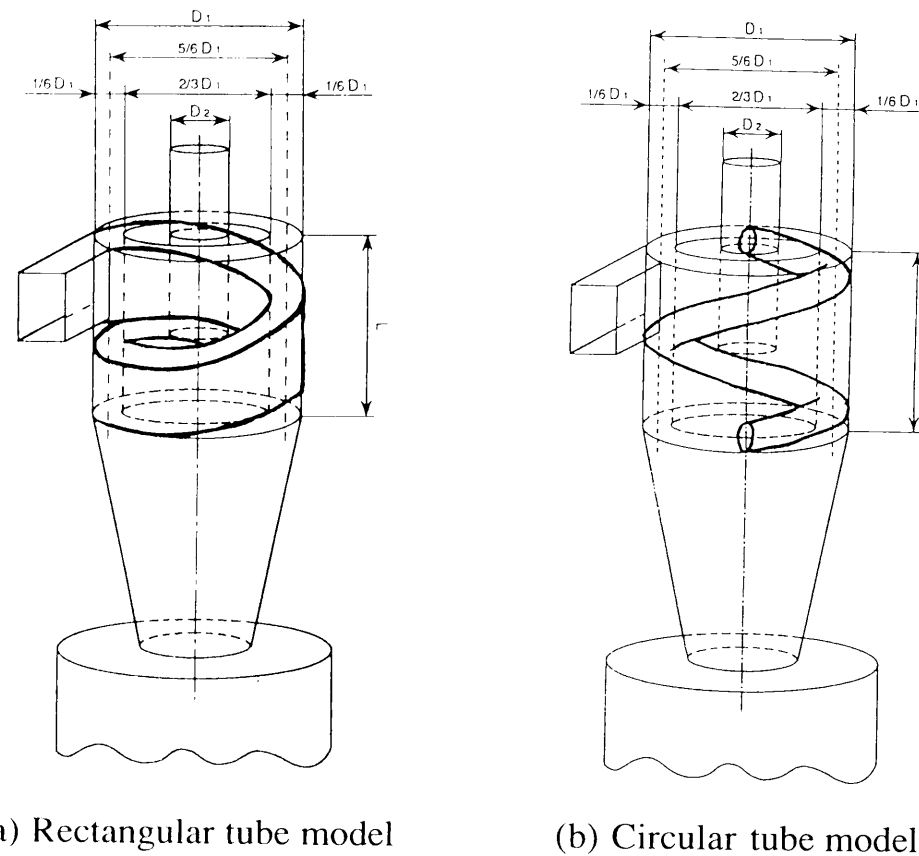


Fig.4-10 Schematic diagram of coiled tube models

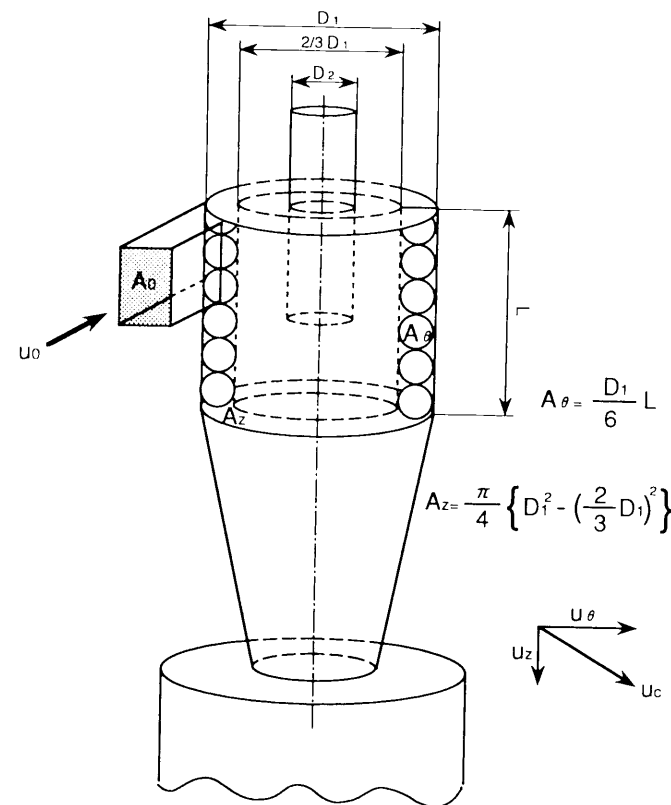


Fig.4-11 Axial and tangential fluid velocity of coiled tube model

4-4-2 蛇管モデルと圧力損失実測値との比較

流れの観察に用いた基本型サイクロンについて、入口風速を10m/s～40m/sの範囲で変化させ、圧力損失を測定した。

Fig.4-12に得られた圧力損失 Δp と円形蛇管モデルより得られる気流速のレイノルズ数の関係を示す。同図には圧力損失 Δp と矩形蛇管モデルより得られる気流速のレイノルズ数との関係を示す。

本実験で用いたサイクロンの内径は $D_1=72\text{mm}$ であるから、蛇管モデルの場合、蛇管直径は $D=D_1/6=12\text{mm}$ 、蛇管巻き直径は $D_c=5D_1/6=60\text{mm}$ となり、 $D_c/D=5$ となる。Taylor⁽⁹⁾によると $D_c/D=5$ のときの蛇管の臨界レイノルズ数は $(\text{Re})_c=6800$ である。そこで、モデル化した蛇管内流速 u_c をレイノルズ数に換算し、 $\text{Re}=6800$ を境にして、層流域 ($\text{Re}<6800$) と乱流域 ($\text{Re}>6800$) とに分けて、それぞれ直線近似を行った。前章で行った計算結果と比較すると、層流域では、計算値が $\Delta p \propto u_c^{2.25}$ 、実験値では $\Delta p \propto u_c^{2.49}$ 、乱流域では、計算値が $\Delta p \propto u_c^{1.77}$ 、実験値では $\Delta p \propto u_c^{1.98}$ となった。

一方、矩形蛇管モデルを考えた場合、サイクロン入口風速が10m/sですでにそのレイノルズ数は $\text{Re}>10^4$ となり、すべて乱流領域に含まれてしまう。その乱流領域において直線近似を行うと $\Delta p \propto u_c^{2.16}$ となった。したがって、圧力損失の変化を説明する上では円形蛇管モデルが適切であると考えられる。

また、本モデルはサイクロン円筒部のみをモデル化したものであるが、円筒部の旋回流がそのままの状態でも維持されたとすると、サイクロン全体で気流旋回数が5であるサイクロンAの実際の圧力損失は想定した円形蛇管の圧力損失の1.2～1.5倍となる。サイクロン円錐部では旋回流の回転直径が暫時減少するため、旋回気流速度が増大し、その分圧力損失が増加すると推測できる。さらにサイクロン入口部、出口部での圧力損失までを考慮すると、実測値と円形蛇管モデルの計算値はほぼ一致していると考えられる。

以上の結果より、サイクロンの圧力損失が入口風速の1.8～2.3乗に比例する原因は、サイクロン内部の気流が層流から乱流に変化することにより生じているものと考えられる。円形蛇管モデルにより考えると、現在一般的に使用されているサイクロン入口風速は、層流と乱流の中間領域にあたることになる。

本モデルの厳密な検討には直円管での層流域でも圧力損失を測定しなければならないが、本実験で用いた基本型サイクロンでは入口風速が極めて遅くなるので、今回は中間 Re 数領域以上にとどめた。

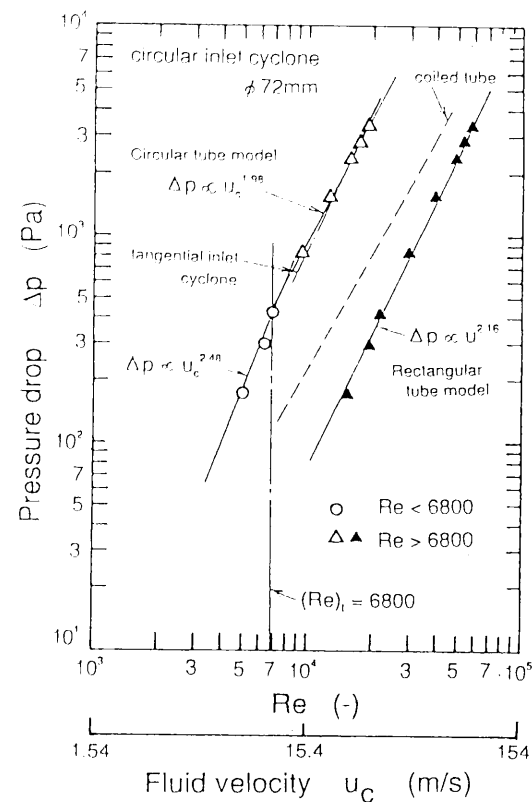


Fig.4-12 Relation between cyclone fluid velocity and pressure drop

4-5 結言

サイクロン内壁近傍の流れを観察し、サイクロン円筒部の流れを蛇管状の気流とみなし、サイクロンの圧力損失の流速依存性を検討した。主な結論は以下のようである。

- (1) トレーサー粒子はサイクロン内壁に縞状に付着し、それを観察することにより、内壁近傍の流れの観察が可能である。
- (2) サイクロン円筒部では流入した角度を維持した旋回流であるが、円錐部ではその旋回角度はきつくなる。
- (3) 入口風速が20～25m/sでは気流はサイクロン入口での流れを維持したまま流れるが、入口風速が25m/sを越えるあたりから気流に乱れが生じる。
- (4) 蛇管の摩擦係数 f_c は Re と蛇管回転直径 D_c と蛇管直径 D の比 D_c/D の関数であり、層流域および乱流域それぞれに相関式が存在する。
- (5) 蛇管の臨界レイノルズ数は D_c/D に深く関係し、 D_c/D が小さいほど臨界レイノルズ数は大きくなる。
- (6) サイクロン内部の旋回流を蛇管状の気流とした円形蛇管モデルにより、サイクロンの圧力損失が入口風速の1.8～2.3乗に比例することが説明できる。中間領域では、 $\Delta p \propto u_c^{2.25}$ 、乱流域では、 $\Delta p \propto u_c^{1.77}$ となる。

使用記号

A_0	: cyclone inlet area	(m^2)
A_θ	: area of longitudinal section of virtual cylinder in cyclone cylindrical part	(m^2)
A_z	: area of horizontal section of virtual cylinder in cyclone cylindrical part	(m^2)
D	: tube diameter	(m)
D_c	: coil diameter of tube	(m)
D_1	: diameter of cyclone cylindrical part	(m)
f	: Fanning's friction factor	(-)
f_c	: friction factor of coiled tube	(-)
L	: length of cyclone cylindrical part	(m)
L_t	: length of coiled tube	(m)
l_0	: length of cyclone outlet pipe	(m)
n	: turn number of coiled tube	(turns)
Re	: Reynolds number ($= Du / \nu$)	(-)
$(Re)_t$: critical Reynolds number	(-)
u	: fluid velocity	(m/s)
u_0	: cyclone inlet velocity	(m/s)
u_c	: fluid velocity in coiled tube	(m/s)
u_θ	: tangential fluid velocity	(m/s)
u_z	: axial fluid velocity	(m/s)
α	: variable defined by Richter ⁹⁾	(-)
Δp	: pressure drop	(Pa)
θ	: angle of stream line from the horizon	(-)
μ	: fluid viscosity	(Pa s)
ν	: fluid kinetic viscosity	(m^2/s)
ρ	: density	(kg/m^3)

引用文献

- 1) Perry, J. H. : "Chem, Eng. Handbook", Fourth Ed. p.5-34, McGRAW-HILL. (1963)
- 2) American Petroleum Institute : "Cyclone Dust Collectors", (1955)
- 3) Kimura, N. : Journal of the Society of Powder Technology, Japan, 23 (10), 713 (1986)
- 4) Harada, Y. and S. Ichige, : Transactions of the Japan Society of Mechanical Engineers, 21 (105), 369 (1965)
- 5) 井伊谷鋼一、「新版集塵装置」 p.134, 日刊工業新聞社 (1973)

- 6) 流れの可視化学会編、「新版 流れの可視化ハンドブック」朝倉書店 (1989)
- 7) White, C. M. : Proc. Roy. Soc. (London), A123, 645 (1929)
- 8) Taylor, G. I. : Proc. Roy. Soc. (London), A124, (1929)
- 9) Richter, H. : Forsch. Ing.-Wes. Heft 338 (1930)
- 10) Blasius, H. : VDI Heft, 131 (1913)
- 11) Fuyuki, T., C. Kanaoka and H. Emi : Journal of the Society of Powder Technology, Japan, 31 (6), 396 (1994)
- 12) Fuyuki, T., M. Furuuchi and C. Kanaoka : Journal of the Society of Powder Technology, Japan, 31 (6), 390 (1994)
- 13) Iinoya, K., T. Fuyuki, Y. Yamada, H. Hisakuni and E. Sue : Journal of the Society of Powder Technology, Japan, 29 (5), 351 (1992)
- 14) 粉体工学会編、「粉体工学便覧」 日刊工業新聞社 (1986)
- 15) 日本粉体工業技術協会編、「粉体分級技術マニュアル」 広信社 (1990)
- 16) 日本粉体工業技術協会編、「微粒子工学」 朝倉書店 (1994)
- 17) 小川明、「サイクロン分離器」 アース社 (1980)
- 18) 亀井三郎編、「化学機械の理論と計算（第2版）」産業図書 (1975)

第5章 サイクロン集塵室における分離粒子の再飛散とその抑制

分離性能の向上には、分離径あるいは分級精度を向上させる積極的な方法と粒子の再飛散や気流の乱れの抑制により分離性能を向上させる消極的な方法がある。本章では後者による分離性能の向上を検討した。

粒子分離後の粗粉回収部である集塵室での旋回気流による粗粒子の巻き上げや粗粒子の微粉側への飛び込みなどの再飛散現象は分離性能の低下を招く。したがって、集塵室における再飛散現象を把握することは、粒子分離の上でサイクロン本体と同様重要である。集塵室における再飛散現象は集塵室寸法や気流速度およびその流動状態等に影響を受ける。また、再飛散現象を抑制する方法として集塵室より気流の一部を抽気するブローダウンやサイクロン粗粉出口に障害物を設置する方法などが考えられる¹⁾²⁾。

ここでは、集塵室寸法、ブローダウンおよびサイクロン粗粉出口部障害物設置の分離性能への影響について種々の実験を行い、集塵室における粒子の再飛散が粒子分離性能へおよぼす影響について検討した。

5－1 集塵室寸法

種々の大きさの集塵室を用いて実験を行い、集塵室寸法の分離性能への影響を調べた。

5－1－1 実験装置および方法

Table 5-1に実験に用いた集塵室寸法を示す。集塵室はすべて円柱形とし、高さが一定で直径が異なる系と直径が一定で高さが異なる系の2系列8種類について検討した。実験は入口風速20m/sにおいて通常の実験と同様に行った。供試粉体には炭酸カルシウムJIS No.17を使用し、粉塵濃度は3g/m³とした。粒度測定にはインパクターを用いた。実験条件をTable 5-2に示す。

Table 5-1 Dimensions of dust chamber

		Diameter of dust chamber D (mm)				
Height of dust chamber h (mm)		50	75	100	150	300
	25			○		
	50			○		
	100			○		
	200	○	○	○	○	○

Table 5-2 Experimental conditions

Dust chamber		Inlet velocity (m/s)	Powder	Particle concentration (g/m ³)	Measuring instrument
Diameter (mm)	Height (mm)				
50	200	20	CaCO ₃ JIS No.17	3	Impactor
75					
100					
150					
300					
100	25				
	50				
	100				
	200				

5-1-2 結果および考察

Fig.5-1に入口風速20m/sと一定とし、集塵室直径をD=50mm～300mmで変化させたときの部分分離効率、Fig.5-2に集塵室直径と50%分離径および分級精度指数の関係を示す。部分分離効率はD=50mmが最も高効率で、D=75mmで急激に低下し極小値をとり、その後直径が増加するにしたがい向上する。Fig.5-3に各粒径ごとの集塵室直径と部分分離効率の関係を示す。粒径2 μ m,1.5 μ mの粒子では集塵室直径による分離効率の変化はほとんど認められない。粒径0.7 μ mでは集塵室直径75mm,100mmで分離効率が10%ほど低下しているが、その他の寸法ではほとんど変わらない。粒径0.5 μ mでは集塵室直径が200mmから75mmまで集塵室直径が小さくなるにしたがい分離効率は緩やかに低下するが、直径50mmで分離効率が急激に向上している。粒子径が小さいほど集塵室直径の影響がより顕著に現れることがわかる。

Fig. 5-4に入口風速20m/sと一定とし、集塵室高さをh=25～200mmで変化させたときの部分分離効率、Fig.5-5に集塵室高さで50%分離径および分級精度指数の関係を示す。集塵室高さが高くなるにしたがい分離効率は明確に低慣性領域側へ移行し、曲線の傾きが急になる。集塵室高さが25mmから200mmへと高くなるにしたがい、粗粉収率 η は88%から96%、50%分離径は0.45 μ mから0.28 μ m、分級精度指数も0.50から0.68へと顕著に向上する。

集塵室直径がD=50mmと小さい場合サイクロン本体で形成された旋回流はほとんど集塵室に入ることなく反転してしまうことが考えられる。集塵室内での気流の反転を減少させることにより集塵室での粗粒子の巻き上げは減少し分離効率の向上が予想される。しかし、気流の反転がサイクロン円錐部および円筒部で起こることによりそこでの粗粒

子の微粉側への飛び込みは増加するものと考えられる。また、気流の反転領域の変化にともないサイクロン全体での気流の流動状態が変化し、それによる分離効率の変化も考えられる。D=50mmではそれらいくつかの要素を包括した上で分離効率が向上したのと考えられるがはっきりした原因は不明である。D=50mmを除けば集塵室直径は大きいほど分離性能は向上しており、集塵室直径は大きいほど良いと考えられる。

集塵室高さの変化に対する分離性能の変化は集塵室直径の変化に対するそれよりも大きく集塵室高さは分離性能に大きく影響するものと考えられる。集塵室寸法の違いにより分離性能が変化する原因の一つは、集塵室における旋回気流による粗粒子の巻き上げであり、この粗粒子の巻き上げは集塵室における気流の反転に強く起因していると考えられる。得られた結果から考察すると集塵室における気流の反転は、半径方向には小さく軸方向には長い縦長の領域で生じているものと推察される。このため、集塵室高さを低くしすぎると一度分離された粗粒子の巻き上げを起こしたりあるいは気流の反転領域を歪めるなどして粗粒子の微粉側への飛び込みが助長され、分離性能が低下するものと考えられる。

Table 5-3に集塵室寸法を変えて行った実験より得られた粗粉収率、50%分離径、分級精度指数をまとめて示す。

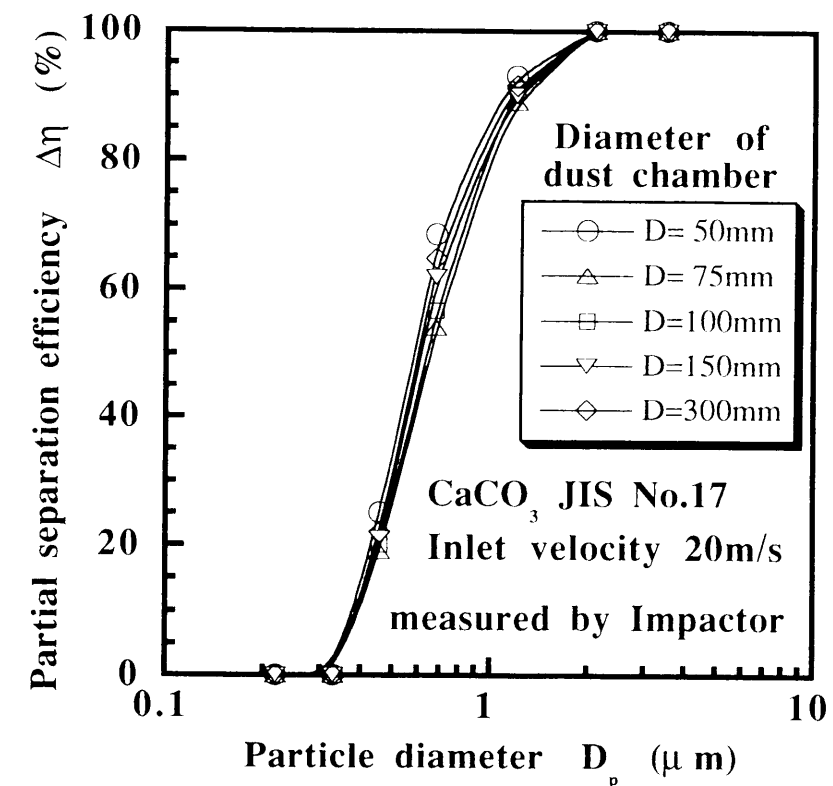


Fig.5-1 Effect of diameter of dust chamber on partial separation efficiency

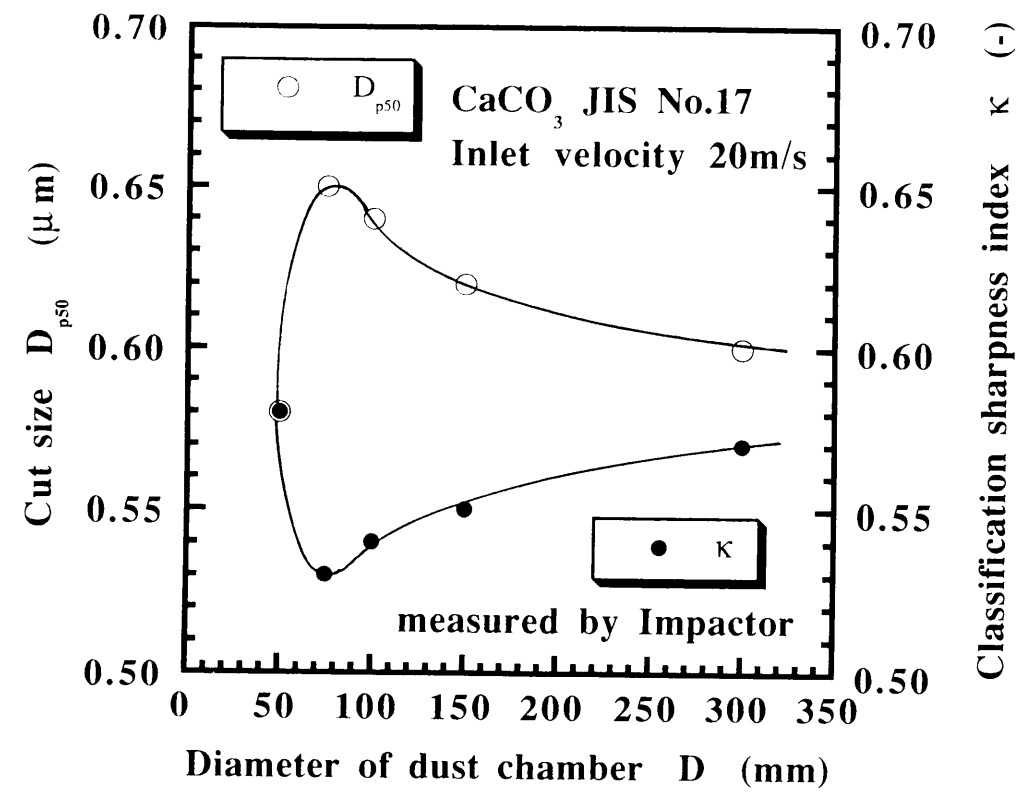


Fig.5-2 Relation between diameter of dust chamber and cut size D_{p50} , classification sharpness index κ

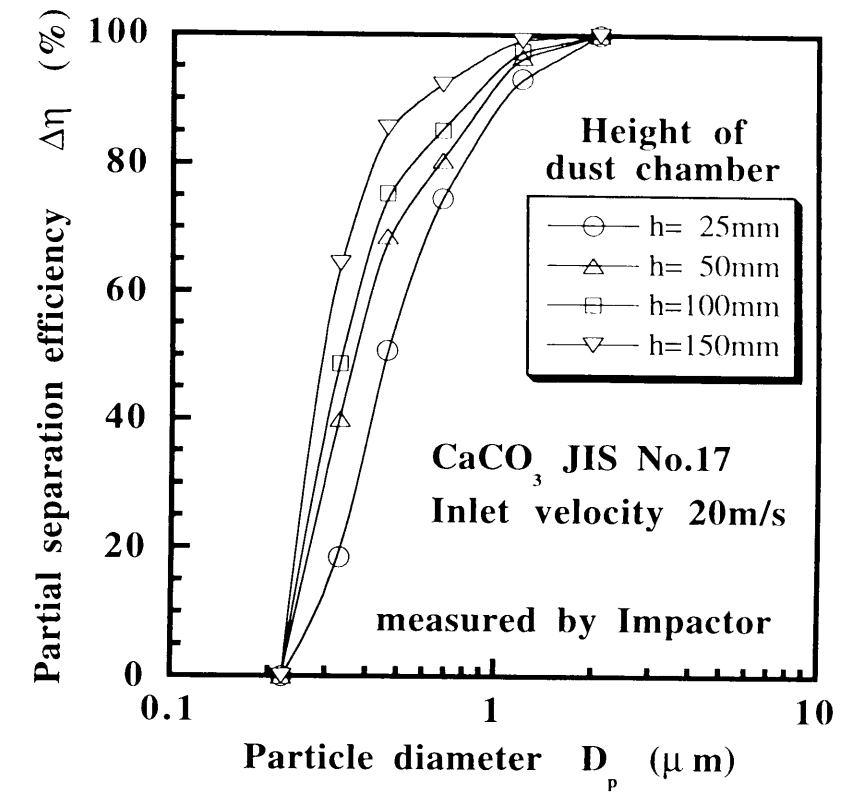


Fig.5-4 Effect of height of dust chamber on partial separation efficiency

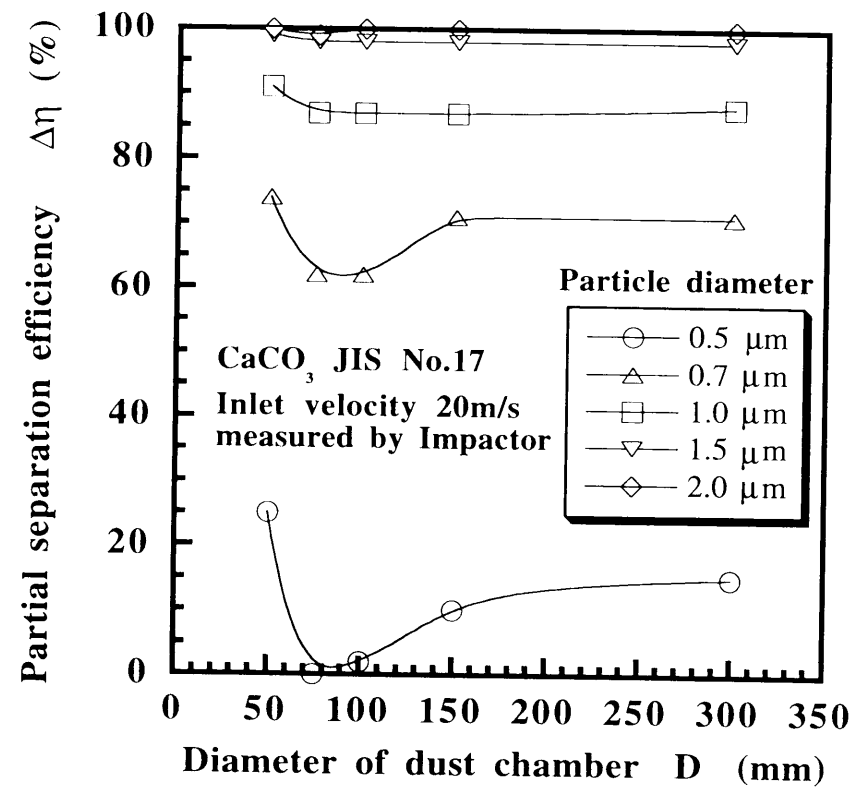


Fig.5-3 Relation between diameter of dust chamber and partial separation efficiency

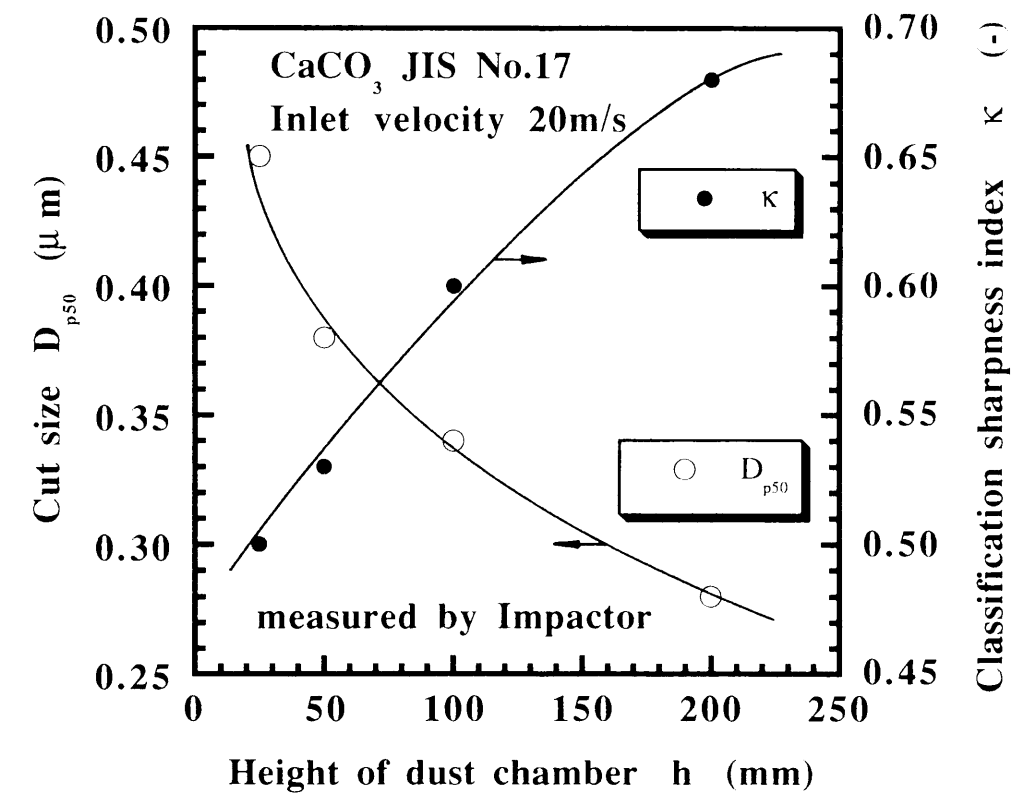


Fig.5-5 Relation between height of dust chamber and cut size D_{p50} , classification sharpness index κ

Table 5-3 Experimental results

Chamber		Inlet velocity (m/s)	Yield η (%)	Cut size D_{p50} (μm)	Classification sharpness index κ (-)
Diameter (mm)	Height (mm)				
50	200	20	95.6	0.58	0.58
75			92.6	0.65	0.53
100			90.1	0.64	0.54
150			92.8	0.62	0.55
300			94.0	0.60	0.57
100	25	20	88.1	0.45	0.50
	50		92.1	0.38	0.53
	100		93.8	0.34	0.60
	200		95.8	0.28	0.68

5-2 ブローダウン

集塵室から気流の一部を抽気するブローダウンの効果を確認するため、集塵室上蓋部からブローダウン流量を変化させて、集塵室における再飛散の抑制効果について検討した。

吉田⁹⁾はサイクロン本体内部の気流の3次元数値解析から、サイクロン内部流れはほぼ軸対称に近いと報告している。したがって、集塵室における旋回流もサイクロン本体と同様、ほぼ軸対称に近いと推察できる。しかし、ブローダウンを集塵室上蓋部から行えば、集塵室内の気流を乱す可能性がある。したがって、集塵室底部中心軸上からブローダウンすれば、集塵室内の気流を乱さないで分離性能の向上が期待できる。

5-2-1 実験装置および方法

Fig.5-6(a)にブローダウン流量の分離性能への影響を調べるために用いた集塵室を示す。集塵室は内径100mm、高さ200mmとし、ブローダウンは集塵室上蓋部のサイクロン中心軸から37mm離れた点から内径22mmの90°ベント円管により行った。

Fig.5-6(b)にブローダウンを中心軸上で行うときに用いた集塵室を示す。集塵室は内径100mm、高さ200mmであり、ブローダウンは集塵室底部中央から内径22mmの直円管により行った。なお、ブローダウンを行う円管は集塵室における気流の反転を考え、その挿入長さは任意に変えられる構造とした。

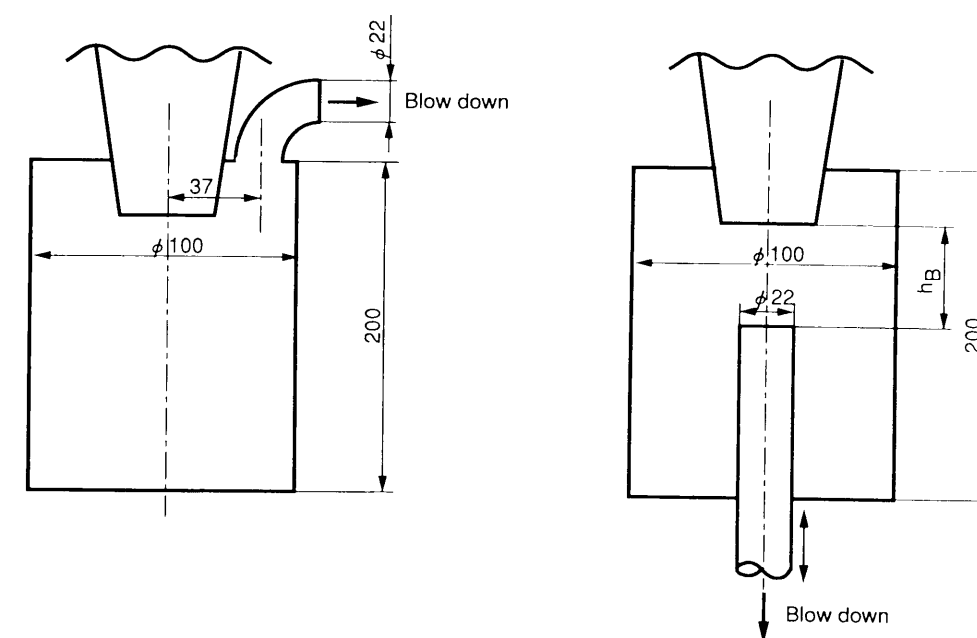
ブローダウン流量の分離性能への影響を調べるための実験は入口風速20m/s、30m/sで一定とし、ブローダウン流量を入口風量の0~20%の間で変化させた。供試粉体には炭

酸カルシウムJIS No.17を使用し、粉塵濃度は10g/m³とした。粒度測定にはレーザー回折法であるMicrotrac SPAを用いた。

ブローダウン位置の分離性能への影響を調べるための実験は入口風速34m/s、ブローダウン量を入口風量の10%で一定とし、ブローダウン高さをサイクロン粗粉出口より15mm~155mmで変化させた。供試粉体には炭酸カルシウムJIS No.17を使用し、粉塵濃度は5g/m³とした。粒度測定にはレーザー回折法であるHELLOSを用いた。Table 5-4に各実験条件を示す。

Table 5-4 Experimental conditions

Blow down			Inlet velocity (m/s)	Powder	Particle concentration (g/m ³)	Measuring instrument
Position	Height (mm)	Ratio (%)				
Top	---	0	20	CaCO ₃ JIS No.17	10	Microtrac SPA
		5				
		10				
		15				
		20				
Bottom	15	10	34	CaCO ₃ JIS No.17	5	HELLOS
	85					
	155					
Top	---					



(a) Top blow down

(b) Bottom blow down

Fig.5-6 Schematic diagram of dust chamber with a blow down pipe

5-2-2 結果および考察

(i) ブローダウン量の影響

Fig.5-7に入口風速20m/sで一定とし、ブローダウン流量を入口風量の0%～20%の範囲で変化させたときの部分分離効率を示す。図中、・はブローダウン0%、○は5%、△は10%、□は15%、▽は20%の分離効率を示している。分離効率はブローダウン量の増加とともに15%までは急激に立ち上がり、ブローダウンをしない場合より飛躍的に向上するが、20%では逆に悪くなる。

Fig.5-8にブローダウン率と50%分離径および分級精度指数の関係を示す。ブローダウンを5%することにより、50%分離径および分級精度指数は急激に向上する。その後ブローダウン率の増加にしたがい50%分離径はほぼ一定であるが、分級精度指数は向上し15%で極大値をとり、20%では若干ではあるが低下する。

Table 5-5にブローダウン流量を変えて行った実験により得られた50%分離径および分級精度指数の結果をまとめて示す。

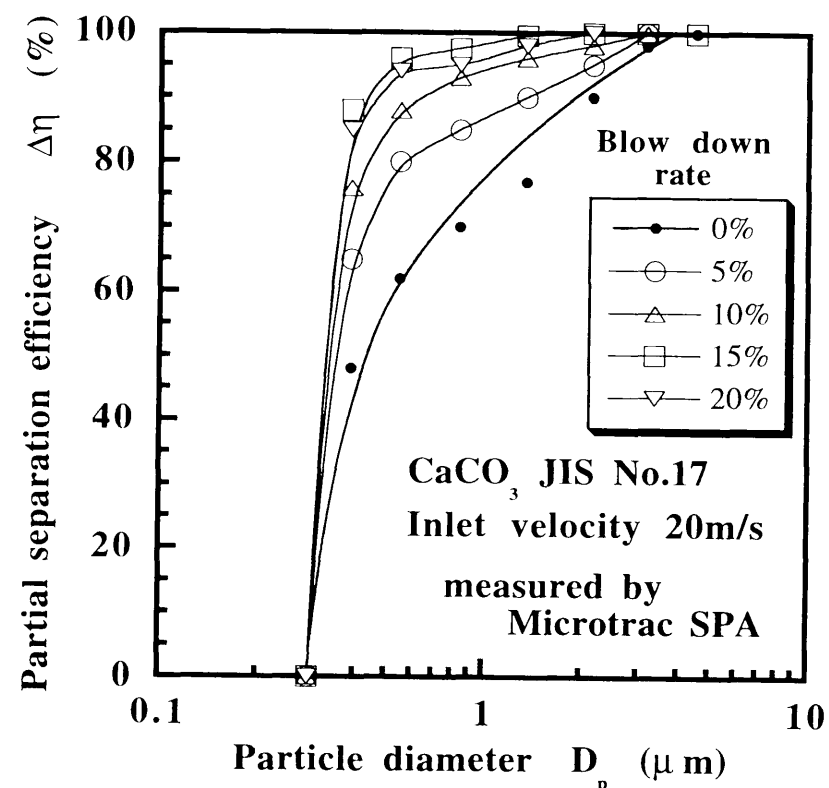


Fig.5-7 Effect of blow down ratio on partial separation efficiency

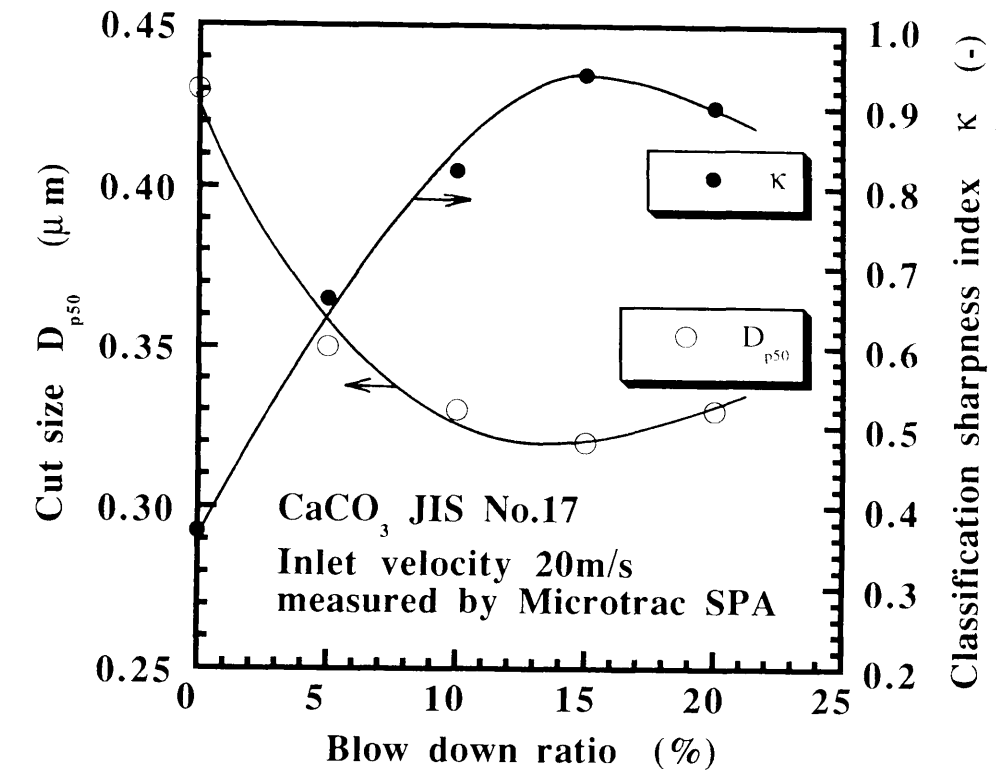


Fig.5-8 Relation between blow down ratio and cut size D_{p50} , classification sharpness index κ

Table 5-5 Experimental results

Inlet velocity (m/s)	Blow down ratio (%)	Cut size D_{p50} (μm)	Classification sharpness index κ (-)
20	0	0.43	0.68
	5	0.35	0.86
	10	0.33	0.82
	15	0.32	0.92
	20	0.32	0.88

(ii) ブローダウン高さの影響

Fig. 5-9に入口風速34m/sで一定とし、ブローダウン高さを変えた場合の部分分離効率を示す。図中、○はサイクロン粗粉出口直下15mm、△は85mm、□は155mmからブローダウンを行った場合の分離効率、・は集塵室上蓋部からブローダウンを行った場合の分離効率を示している。集塵室底部からのブローダウンでは、ブローダウン吸引口と粗粉出口までの距離 h_b が短いほど、つまり粗粉出口に近いほど分離効率曲線の傾きが急になり分離性能は向上する。 h_b が小さくなるにしたがい、50%分離径は $0.35\mu\text{m}$ から $0.29\mu\text{m}$ と

小さくなり、分級精度指数も0.5から0.6へと向上する。また、ブローダウン吸引口が粗粉出口に近づくにもかかわらずブローダウンフィルターに捕集される割合は少なくなる。

上蓋部側方からのブローダウンと中心軸からのブローダウンの分離性能を比較すると上蓋部からのブローダウンは中心軸 $h_B=15\text{mm}$ からのブローダウンよりはやや劣るが、 $h_B=85\text{mm}, 155\text{mm}$ よりは優れている。粗粉収率は上蓋部からのものと中心軸 $h_B=15\text{mm}$ からのものとほぼ同じであるが、粗粉の内ブローダウンフィルターへ行く割合は上蓋部からの方が高くなる。

以上のように、集塵室上蓋部からブローダウンすることにより分離効率が向上することが明らかになった。これは以下のような理由によるものと考えられる。すなわち、ブローダウンにより集塵室に流入する気流量よりも流出量の方が減少し、気流がよりスムーズに集塵室に流入できるので、粒子も同様に流入し、反転気流への飛び込みが減少する。これについては吉田⁹⁾もその数値解析からブローダウンすることにより円錐部粗粉出口付近における壁面近傍の集塵室流入軸分速度は増加すると報告している。また、流出気流量の減少により流出気流速が減少し、集塵室での粗粒子の巻き上げが減少する。サイクロン気流出口から流出する気流量の減少によりサイクロン円筒部および円錐部での上昇気流速が減少し、そこでの粗粒子の微粉側への飛び込みが減少する。

さらにブローダウンは粗粉出口付近で行った方が、粗粉の微粉への飛び込みを抑制できることが明らかになった。また、ブローダウン吸引口がサイクロン粗粉出口に近いほど分離性能は向上するが、粗粉の内ブローダウンフィルターへ行く割合は減少する。この原因はブローダウン風量に関係しているものと考えられる。ブローダウン風量をサイクロン入口風量の10%とした場合、ブローダウン吸引速度は6m/s程度となる。一方、吉田⁹⁾によればサイクロンに流入した気流の50%程度が集塵室に流入する。したがって、集塵室流入気流速は17m/s程度となる。つまり、ブローダウン吸引速度が集塵室流入速度に比べ小さいため、底部からのブローダウン方式ではブローダウン円管が一種のインパクターの働きをしブローダウン吸引口がサイクロン粗粉出口に近づくにつれて粗粉の内ブローダウンフィルターへ行く割合が減ったものと考えられる。その一方で、集塵室における粗粒子の微粉側への飛び込みはサイクロン粗粉出口付近で生じており、より粗粉出口に近いところでのブローダウンが効果的に働き分離性能が向上したものと考えられる。上蓋部からのものと底部からのものとの間で顕著な性能差が認められなかったのは、ブローダウン吸引気流速が小さいため、上蓋部からブローダウンすることによる集塵室における気流の反転領域の歪みあるいは乱れは少なかったものと推測される。

ブローダウン量は入口風量の15%程度が最も効果的であり、ブローダウンはサイクロン中心軸上のサイクロン粗粉出口付近から抽気する方が若干ではあるが効果的であることがわかった。しかし、集塵室構造が複雑になるなどの問題もあり、ブローダウン量が入口風量の15%程度であれば実用上は集塵室上蓋部サイクロン粗粉出口横からの抽気で

も問題はないと考えられる。

Table 5-6に中心軸上よりブローダウン高さを変えて行った実験により得られた粗粉収率、粗粉の内ブローダウンフィルターに回収された割合、50%分離径および分級精度指数の結果をまとめて示す。

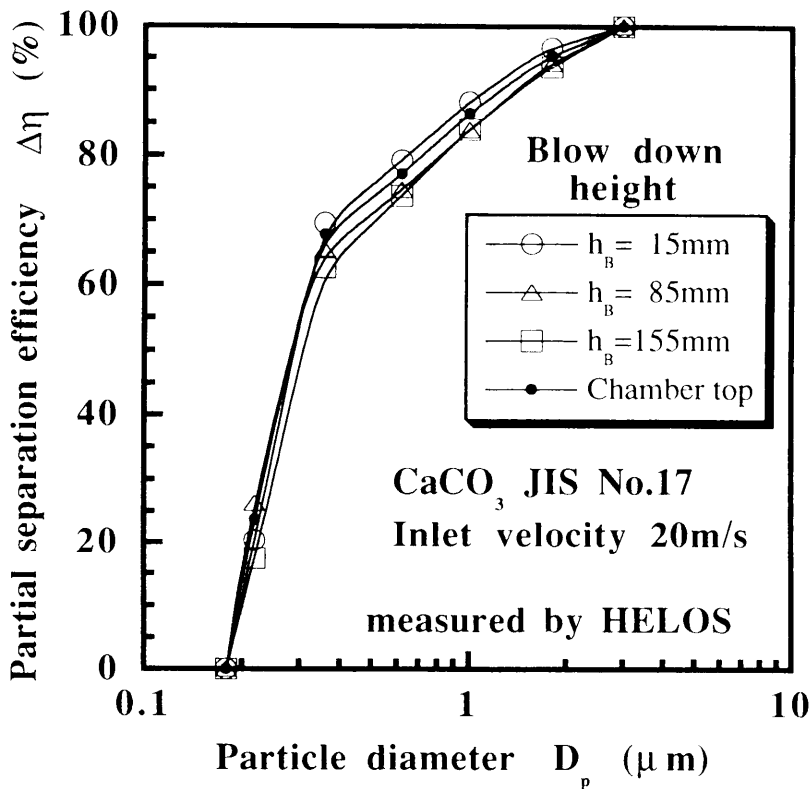


Fig.5-9 Effect of blow down height on partial separation efficiency

Table 5-6 Experimental results

Position	Blow down		Inlet velocity (m/s)	Yield η (%)	BDF/ (BDF+Cy.) (%)	Cut size D_{p50} (μm)	Classification sharpness index κ (-)
	Height (mm)	Ratio (%)					
Bottom	15	10	20	93.4	11.1	0.29	0.60
	85			91.3	13.2	0.33	0.52
	155			92.1	16.9	0.35	0.50
Top	—	—	—	93.6	22.0	0.31	0.68

5-3 集塵室円錐

集塵室はサイクロン本体で分離された粒子を回収する部分であるが、何もしなければ気流の進入は避けがたい。この気流は反転して流出するとき、いったん室内に堆積した粒子を同伴する可能性がある。集塵室内での再飛散には気流が集塵室内に流入することに起因する部分がある。したがって、気流は流入せず、粒子だけを回収する方法があればよい。

サイクロン粗粉出口に障害物を設けることにより、集塵室に流入した気流が反転し、上昇する際に障害物底部に衝突させ、反転気流により巻き上げられた粗粒子の微粉側への飛び込みを抑制することが考えられる。本研究では、障害物として円錐体を考えサイクロン粗粉出口に円錐を設置した場合の分離性能について検討した。

また、サイクロン粗粉出口付近では、壁面側を旋回しながら集塵室に流入する下降気流と中心部を集塵室から流出する上昇気流が生じており、この二つの気流の間では旋回運動中の粗粒子の微粉側への飛び込みが生じているものと考えられる。もしサイクロン粗粉出口付近で生じている下降流と上昇流をうまく整流できれば両者の間で起こる粗粒子の微粉側への飛び込みを抑制することができ、分離性能の向上が期待できる。そこで、これまで用いた中実の円錐を穴の空いた中空円錐に変えることによりサイクロン粗粉出口付近の気流の整流を試み、上昇流と下降流の間で起こっている粗粒子の微粉側への飛び込みの抑制効果を検討した。

5-3-1 実験装置および方法

Fig.5-10に集塵室障害物設置による巻き上げ抑制効果および気流の整流による飛び込み抑制効果確認のための実験に用いた集塵室円錐および円筒を示す。巻き上げ抑制効果の確認にはType-Aの円錐を用いた。Type-Aは投影図形の頂角が90°、底面の直径がサイクロン粗粉出口直径と等しい中実円錐とし、その頂点がサイクロン粗粉出口と同一面になる位置に設置した。集塵室は直径100mm、高さ200mmのものを使用した。整流効果の確認にはType-B～Dの円錐およびType-Eの円筒を用いた。Type-Bは、投影図形の頂角が60°の中実円錐、Type-Cは先端に内径4mmの穴が開いた投影図形の頂角が60°の中空円錐、Type-Dは先端に内径8mmの穴が開いたType-Bと同様の中空円錐で、円錐底面の直径はいずれもサイクロン粗粉出口直径と等しくした。Type-Eは円錐より更に簡単な構造の円筒による整流の可能性を調べるために用いたもので、直径28mm、高さ40mmである。集塵室円錐および円筒はその設置位置を変えられる構造になっている。Fig.5-11にその設置位置を示す。円錐および円筒はその上端とサイクロン粗粉出口が同一面になる位置を基準Lとし、基準より上方に9.4mm移動した位置Uと基準より下方に9.4mm移動した位置D

の三つの位置で実験を行った。Type-B,Eは基準位置Lのみ実験を行った。集塵室は直径100mm、高さ200mmのものを使用した。

巻き上げ抑制効果確認の実験は入口風速30m/sで一定とし、集塵室円錐有無でそれぞれ行った。供試粉体としては関東ロームJIS No.11および炭酸カルシウムJIS No.17を使用し、粉塵濃度は7g/m³とした。粒度測定にはレーザー回折法であるMicrotrac SPAを用いた。整流効果確認の実験は入口風速20m/sで一定とし、集塵室設置物の形状と設置位置を変えて行った。供試粉体としては炭酸カルシウムJIS No.17を使用し、粉塵濃度は3g/m³とした。粒度測定にはインパクターを用いた。Table 5-7に各実験条件を示す。

Table 5-7 Experimental conditions

Bottom cone		Inlet velocity (m/s)	Powder	Particle concentration (g/m ³)	Measuring instrument
Shape	Position				
A non	L ---	30	Kantoh Loam JIS No.11, CaCO ₃ JIS No.17	7	Microtrac SPA
B C C C D D D E non	L U D L U D L L ---	20	CaCO ₃ JIS No.17	3	Impactor

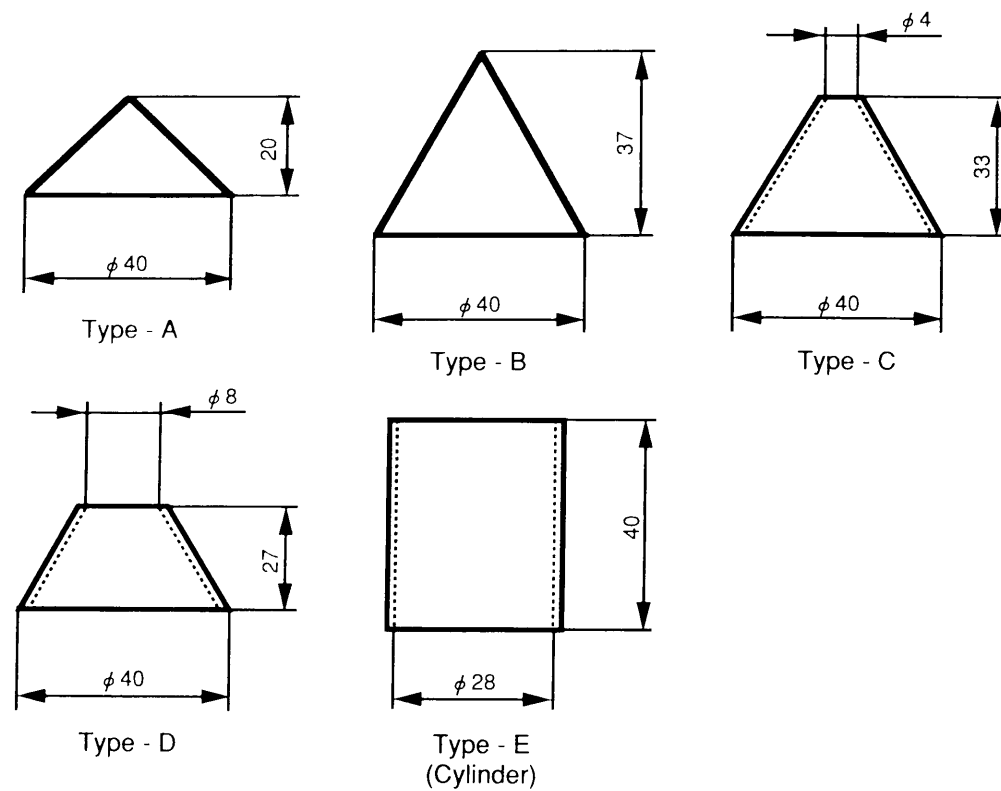


Fig.5-10 Schematic diagram of bottom cones

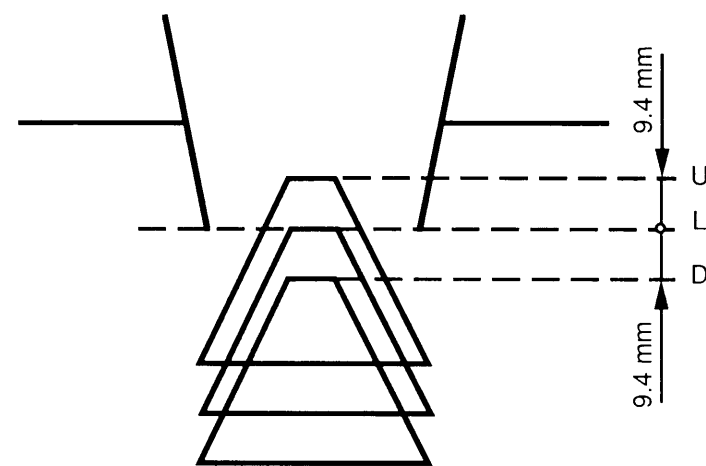


Fig.5-11 Position of a bottom cone

5-3-2 結果および考察

(i) 巻き上げ抑制効果

Fig.5-12に関東ロームJIS No.11、Fig.5-13に炭酸カルシウムJIS No.17を用いた場合の集塵室円錐体有無の部分分離効率を示す。図中、○は円錐を設置しなかったとき、△は円錐を設置したときの分離効率を示す。円錐設置により50%分離径はほとんど変化がないが、75%,90%分離径は円錐設置により小さくなっており、高慣性領域を中心として分離効率は向上する。

Table 5-8に集塵室円錐体有無の実験により得られた50%分離径、部分分離効率における75%分離径、90%分離径および分級精度指数の結果をまとめて示す。

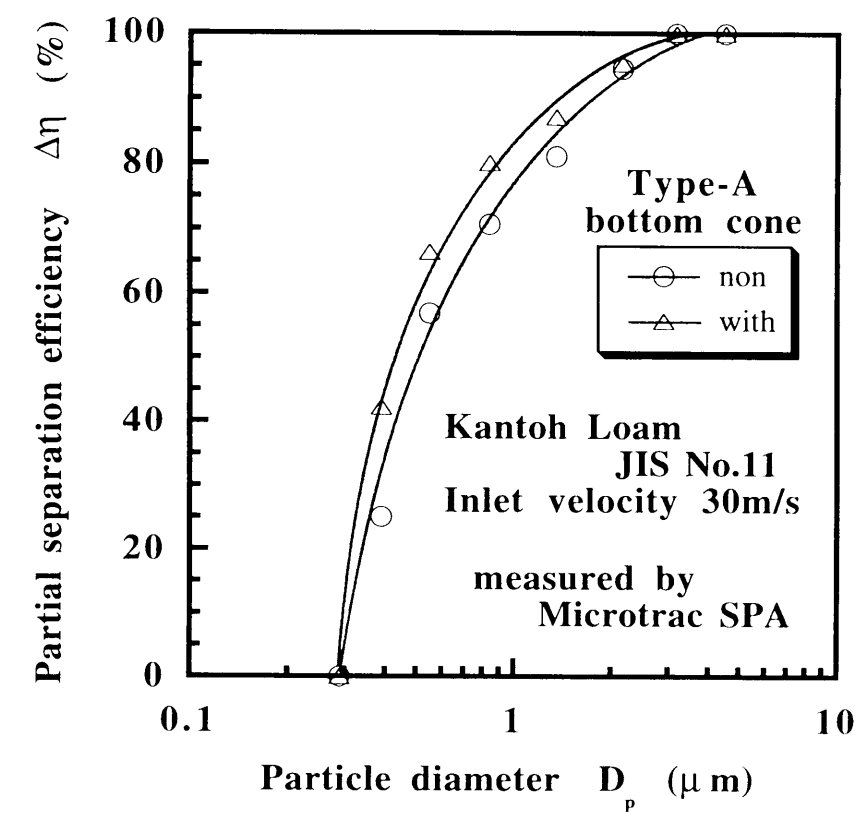


Fig.5-12 Effect of a type-A bottom cone on partial separation efficiency

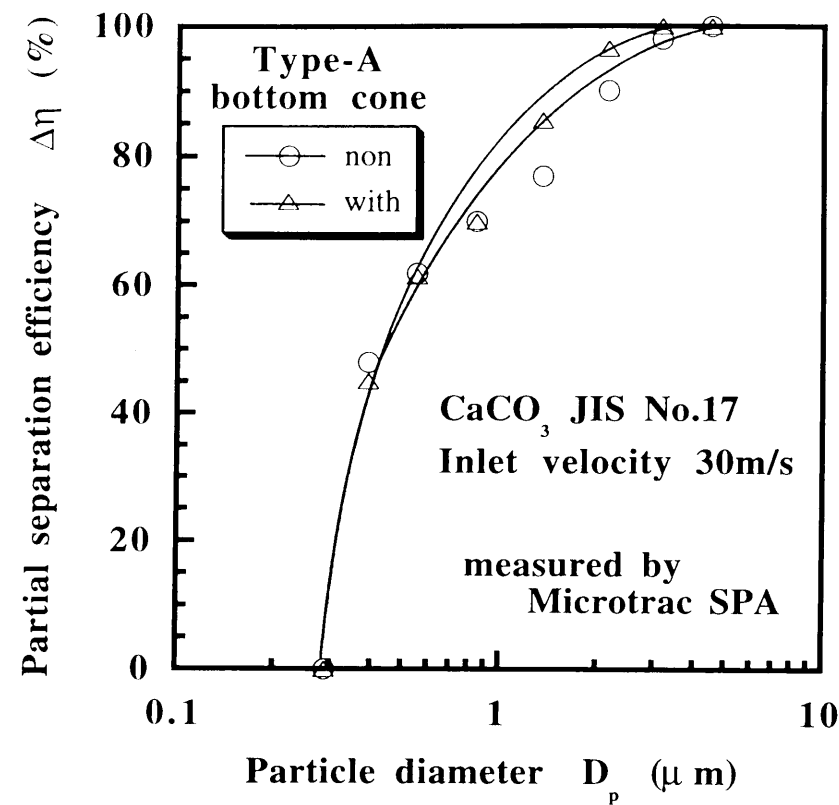


Fig.5-13 Effect of a type-A bottom cone on partial separation efficiency

Table 5-8 Experimental results

Powder	Inlet velocity (m/s)	Bottom cone	Cut size D_{p50} (μm)	D_{p75} (μm)	D_{p90} (μm)	Classification sharpness index κ (-)
Kantoh Loam JIS No.11	30	with	0.41	0.72	1.35	0.50
		non	0.49	1.01	1.50	0.40
$CaCO_3$ JIS No.17		with	0.43	1.00	1.81	0.37
		non	0.43	1.20	2.49	0.29

(ii) 整流効果

Figs.5-14, 5-15に入口風速20m/sにおけるType-C, Type-DおよびType-Eを設置した場合の部分分離効率を示す。なお同図には比較のために、Type-Bの円錐を基準位置Lに付けた場合と円錐を全く付けない場合の部分分離効率を示す。円錐を全く付けない場合の50%分離径は $D_{p50}=0.30\mu\text{m}$ 、分級精度指数は $\kappa=0.75$ 、Type-Bでは基準位置Lで50%分離径が $D_{p50}=0.38\mu\text{m}$ 、分級精度指数が $\kappa=0.59$ である。Type-Cでは基準位置LでType-Bとほぼ同じ性能を示すが、設置位置が上方ほど分離性能、粗粉収率ともに低下する。Type-Dでは設置位置が上方ほど分離性能、粗粉収率ともに向上し、位置Uにおいて50%分離径が

$D_{p50}=0.26\mu\text{m}$ 、分級精度指数が $\kappa=0.77$ と円錐がない場合よりも分離性能が良くなる。Type-Eでは円錐体を付けないものと比べ分離性能、粗粉収率ともに大きく低下する。

Table 5-9に気流の整流による飛び込み抑制効果確認の実験より得られた粗粉収率、50%分離径および分級精度指数の結果をまとめて示す。

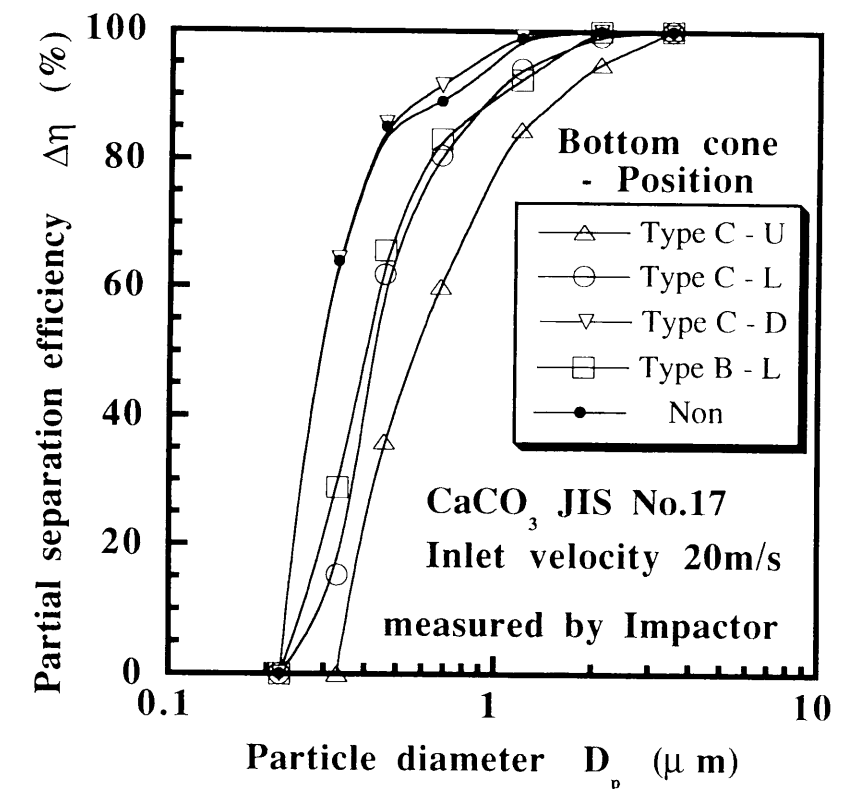


Fig.5-14 Effect of a type-C bottom cone on partial separation efficiency

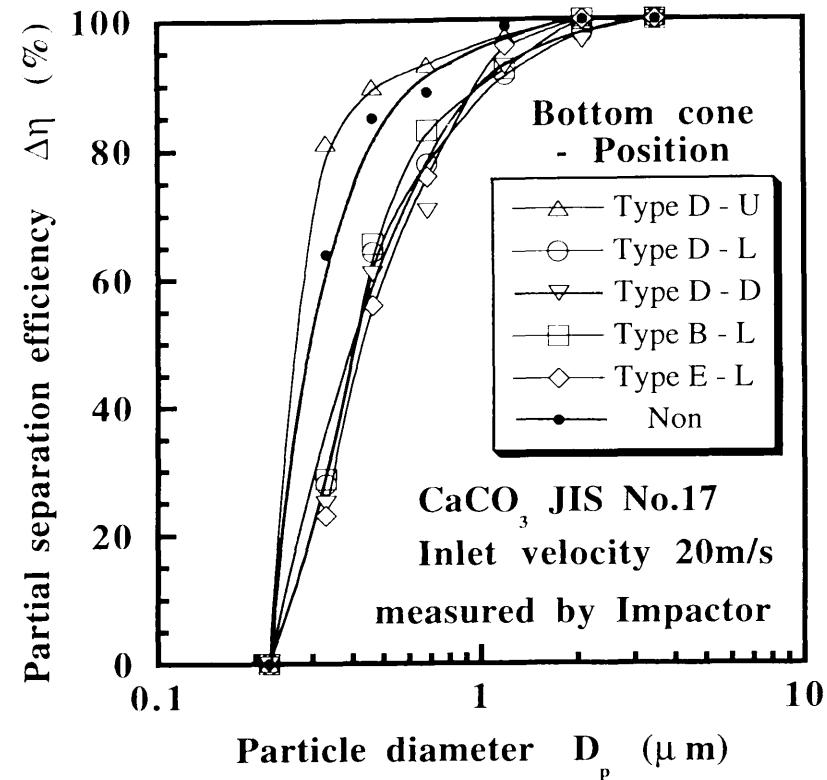


Fig.5-15 Effect of type-D and type-E bottom cones on partial separation efficiency

Table 5-9 Experimental results

Bottom cone		Inlet velocity (m/s)	Yield η (%)	Cut size D_{p50} (μm)	Classification sharpness index κ (-)
Shape	Position				
B	L	20	91.3	0.38	0.59
C	U		75.0	0.55	0.45
C	L		90.2	0.40	0.59
C	D		96.2	0.30	0.75
D	U		97.1	0.26	0.77
D	L		88.7	0.41	0.60
D	D		88.2	0.41	0.44
E	L		88.5	0.41	0.51
non	---		95.8	0.30	0.75

Fig.5-16に巻き上げ抑制効果および整流効果の概念図を示す。巻き上げ抑制効果では(a)のように円錐がない場合、気流から分離されなかった粗粒子や気流から分離され一度は集塵室に回収されたが反転気流により巻き上げられた粗粒子が再び集塵室から流出することが考えられる。また、(b)のように円錐が設置されている場合、反転気流の一部が

円錐底部に衝突するので、これにともない気流から分離されなかった粗粒子や反転流により巻き上げられた粗粒子が再び気流から分離され、粗粒子の微粒子側への混入を減少させるものと考えられる。

一方、先端に穴の開いた中空円錐では、適切に設計、使用すれば下降流は円錐外側を上昇流は円錐内部を通してサイクロン本体に戻るため、気流の衝突による再飛散は避けられるはずである。このような観点から実験結果を見ると、Type-Cでは先端の穴径が小さすぎたため、整流効果は発揮されず、円錐の効果としてはType-Aとほとんど変わらなかったものと考えられる。Type-Bでは(c)に示すように円錐位置が高くなるに従い、粗粉出口断面積が狭くなり、気流とともに粒子が集塵室に入りにくくなる一方で、集塵室に流入した気流が上昇流となって集塵室を出る際に、円錐穴部だけではなく、円錐外側にも上昇流が流れ、円錐外側の上昇流と下降流の間で粗粉の微粉側への飛び込みが生じるものと考えられる。Type-Dでは、(d)に示すように、サイクロン円錐部で生じている下降流と上昇流を円錐により下降流は円錐外側、上昇流は円錐穴部を流れる様にうまく整流できたため、二つの気流間で起こっている粗粉の微粉側への飛び込みが抑えられ、分離性能が向上したものと考えられる。Type-Eでは円筒径は上昇流と下降流を分離して流せるだけの断面積を有していたが、形状を円筒としたことにより反転領域での気流を乱したため分離性能が低下したものと考えられる。したがって、整流にあたってはサイクロン粗粉出口付近の気流の流動状態を考慮した上で行う必要があると言える。集塵室円錐体の形状および設置位置によって分離性能はかなり敏感に変化することから、サイクロン粗粉出口近傍の流れが分離性能に大きく影響していることがわかる。また、サイクロン円錐部の上昇流と下降流との間では粗粒子の微粒子側への飛び込みが起こっており、上昇流と下降流をうまく整流することにより2つの気流間で起こっている粗粒子の微粒子側への飛び込みを抑制でき分離効率を向上させることが可能であることが明らかになった。

本章では集塵室円錐をサイクロン円錐部に入れることにより円錐部で生じる気流の反転を早く起こさせることにより、分離径が大きくなることを予想した。実験結果から円錐を挿入することにより分離径は大きくなったが、分級精度の低下を招いた。これは円錐部を挿入することにより気流の反転領域をサイクロン内部の上方へ移行させることはできたが、それにともない内部気流の流動状態も変えてしまったためと考えられる。

サイクロンはその寸法形状により分離径がほぼ決定されてしまい、運転条件により分離径を変えることはほとんどできないという点が分級機として用いる場合の欠点となっていた。しかし、円錐位置により分離径が変化することはサイクロンを分級機として利用するにあたっては大きな知見と言える。しかし、今後は分離精度の維持対策の検討が必要であると考えられる。

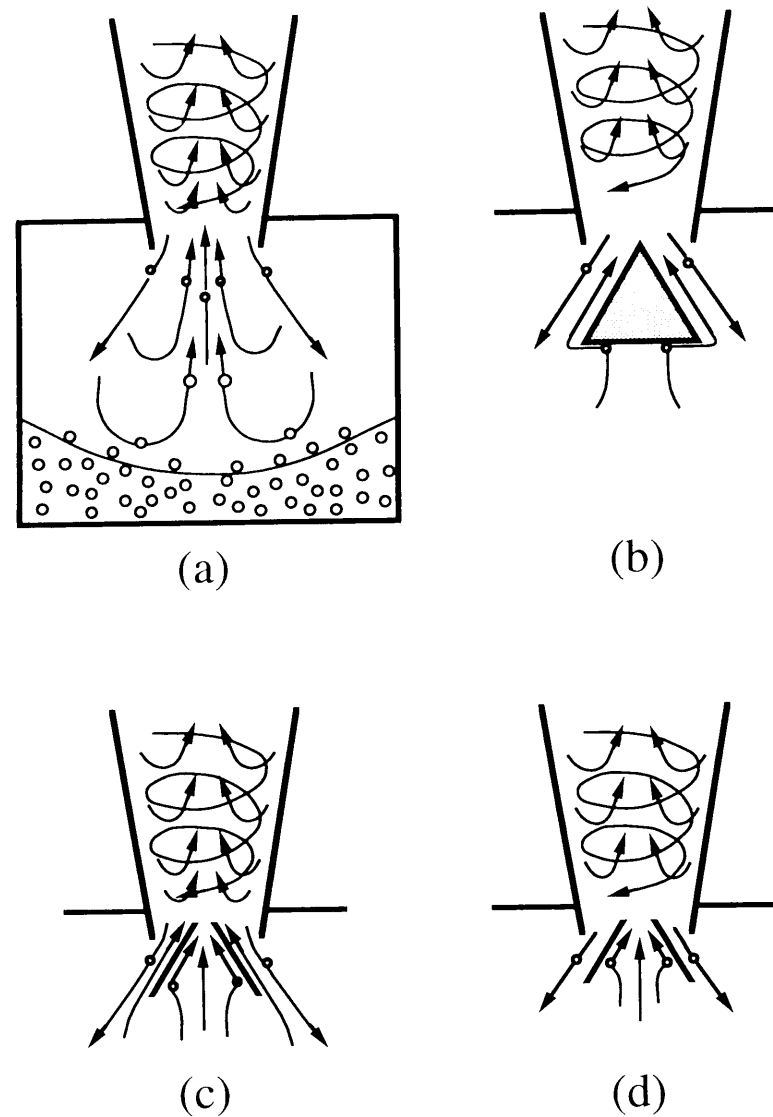


Fig.5-16 Concept of bottom cone effect

5-4 結言

集塵室における再飛散現象について、集塵室寸法、ブローダウンおよび集塵室円錐を変化させて実験的に検討した。主な結論は以下の通りである。

- (1) 集塵室高さの方が集塵室直径よりも分級性能に大きな影響をおよぼす。集塵室高さは実験を行った範囲では、高いほど集塵室における再飛散を抑制する。
- (2) 集塵室における気流の反転は半径方向には小さく、軸方向には長い縦長の領域で生じているものと推察される。
- (3) ブローダウンを行うことにより分離性能は顕著に向上する。そのブローダウン量は全風量の15%程度で十分である。

- (4) ブローダウンは粗粉出口付近で行った方が、集塵室における粗粒子の微粉側への飛び込みを抑制できる。
- (5) ブローダウンはサイクロン中心軸上のサイクロン粗粉出口付近から抽気する方が若干効果的であるが、ブローダウン量が10%程度の場合、集塵室構造が複雑になるなどの問題もあり、集塵室上蓋部からの抽気でも実用上問題はない。
- (6) サイクロン粗粉出口の気流を集塵室中空円錐により下降流は円錐外側、上昇流は円錐穴部を流れるようにうまく整流することにより、二つの気流間で生じている粗粒子の微粉側への飛び込みを抑制できる。
- (7) サイクロン集塵室における粒子の再飛散は集塵室寸法、ブローダウン、集塵室円錐等を適切にすることにより粗粒子の微粉側への飛び込みや集塵室における反転気流による粗粒子の巻き上げと言った再飛散を抑制することができる。

使用記号

D	: diameter of cyclone dust chamber	(m)
h	: height of cyclone dust chamber	(m)
h_b	: distance between cyclone outlet of coarse particle and inlet of blow down pipe	(m)
D_p	: particle diameter	(m)
D_{p25}	: particle diameter at 25% partial separation efficiency	(m)
D_{p50}	: particle diameter at 50% partial separation efficiency	(m)
D_{p75}	: particle diameter at 75% partial separation efficiency	(m)
D_{p100}	: particle diameter at 100% partial separation efficiency	(m)
κ	: classification sharpness index ($=D_{p25}/D_{p75}$)	(-)
η	: collection efficiency of coarse particles	(-)
$\Delta\eta$: partial separation efficiency	(-)
ρ_p	: density of particle	(kg/m ³)

引用文献

- 1) Iinoya, K., T. Fuyuki, Y. Yamada, H. Hisakuni and E. Sue : J. Soc. Powder Technol., Japan, 29, 351 (1992)
- 2) Iinoya, K., T. Fuyuki and Y. Yamada : Prep. of 1st European Symp., Separation of Particles from Gases, p.377, Nurnberg, Germany (1989)
- 3) Fuyuki, T., Y. Yamada and K. Iinoya : J. Soc. Powder Technol., Japan, 30, 490 (1993)
- 4) Yoshida, H., T. Saeki, T. Fujioka, T. Ueda and T. Fuyuki : Kagaku Kogaku Ronbunshu, 19, 476 (1993)

- 5) Yoshida, H. : J. Aerosol Research, Japan, 7 (1993)
- 6) Yamada, Y., H. Murata and K. Inoya : Proceeding of 2nd World Congress Particle Technology Part3, Japan, p.48 (1990)
- 7) 井伊谷鋼一、「新版集塵装置」 日刊工業新聞社 (1973)
- 8) 粉体工学会編、「粉体工学便覧」 日刊工業新聞社 (1986)
- 9) 日本粉体工業技術協会編、「粉体分級技術マニュアル」 広信社 (1990)
- 10) 日本粉体工業技術協会編、「微粒子工学」 朝倉書店 (1994)
- 11) 小川明、「サイクロン分離器」 アース社 (1980)
- 12) 亀井三郎編、「化学機械の理論と計算（第2版）」 産業図書 (1975)

第6章 スケールアップと分級性能

前章までの結果により、サイクロン本体形状、集塵室寸法、ブローダウン等に工夫をすることにより、円筒部直径が70mm程度の小型のものであればサブミクロン粒子の分級が可能であることが明らかになった。したがって、この性能を維持したままサイクロンの大型化が実現できれば工業的意味は大きい。しかし、これまでの経験ではサイクロンを工業的規模までスケールアップすると性能が変化する。

そこで、本章ではサイクロンスケールアップの分離性能への影響を把握し、その性能維持対策を検討するため、幾何学的に相似でスケールアップした3種類のサイクロンの性能を詳細に検討した。さらに、小型のサイクロンの性能を維持したままスケールアップを行う方法としてサイクロンを直列に2台並べた2連式サイクロンを提案し、その分離性能および性能維持対策としての可能性についても検討した。

6-1 スケールアップ

6-1-1 限界粒子の理論計算

Rosin-Rammler-Intelmann¹⁾のモデルにより、サイクロンの分離限界粒子径を求めるため、次の仮定をする。

- (1) 粒子に作用する流体抗力はストークス則に従う。
- (2) サイクロン入口では粒子は均一に分布し、粒子間の相互干渉はない。
- (3) 分離された粒子の再飛散はない。
- (4) 気流は入口形状を維持したまま、旋回運動する。
- (5) 気流速度は一定とする。

粒子に作用する遠心力と抗力が力学的に等しいとすると次式が成立する。

$$\rho_p \frac{\pi D_p^3}{6} \frac{u^2}{r} = 3\pi\mu D_p \left(\frac{dr}{dt} \right) \quad (6-1)$$

ここで、 D_p は粒子径、 ρ_p は粒子密度、 u は気流速度、 μ は気体の粘度、 r はサイクロン内の粒子の位置、 D はサイクロン円筒部直径、である。

Fig.6-1において、粒子の初期位置が時間 $t=0$ で半径位置 $r=(D/2)-s$ にあるものとする、

$$\int_{(D/2)-s}^r r dr = \int_0^t \frac{\rho_p D_p^2 u^2}{18\mu} dt \quad (6-2)$$

上式を積分すると次式を得る。

$$r^2 = \frac{r_p D_p^2 u^2}{9\mu} t + \left(\frac{D}{2} - s \right)^2 \quad (6-3)$$

粒子移動時間 t はサイクロン内での粒子旋回数を N とすると、次式で近似される。

$$t = \frac{\pi D}{u} N \quad (6-4)$$

時間 t 後に粒子はサイクロン外壁 $r=D/2$ に達し、気流より分離されるとすると、分離される粒子径は次式で表される。

$$D_p = 3 \sqrt{\frac{s(D-s)\mu}{\pi \rho_p D N u}} \quad (6-5)$$

最も分離しやすい粒子は流入する位置が最も外側の位置 $s=0$ に存在する粒子であり、最も分離し難い粒子つまり限界粒子径は $s=b$ に存在する粒子である。したがって、限界粒子径は $s=b$ をEq.(6-4)に代入した次式で表される。

$$D_{pcr} = 3 \sqrt{\frac{b(D-b)\mu}{\pi \rho_p D N u}} \quad (6-6)$$

上式で b は D の関数である。したがって、粒子密度およびサイクロン直径が一定ならば、限界粒子径は入口風速 u の平方根に逆比例して小さくなり、粒子密度および気流速度が一定ならば限界粒子径はサイクロン直径 D の平方根に比例して大きくなることになる。

いま50%分離径 D_{p50} を $s=b/2$ から流入した粒子とすると D_{p50} は次式で表される。

$$D_{p50} = 3 \sqrt{\frac{\frac{b}{2}\left(D - \frac{b}{2}\right)\mu}{\pi \rho_p D N u}} \quad (6-7)$$

Table 6-1にEq.(6-7)により算出した円筒部直径72mmの基本型サイクロンの50%分離径と前章までの実験により得られた50%分離径 D_{p50} を示す。計算は粒子密度 2700kg/m^3 および 2900kg/m^3 、サイクロン入口幅 $b=17\text{mm}$ 、サイクロン内での粒子旋回数 N は5章の結果から $N=5$ とし、入口風速20m/s、30m/sにおける50%分離径を求めた。

Table 6-1 Classification cut size D_{p50}

Cyclone diameter (mm)	Particle density (kg/m^3)	Inlet velocity (m/s)	$D_{p50\text{cal.}}$ (μm)	$D_{p50\text{exp.}}$ (μm)
72	2700	20	1.20	0.47
		30	0.98	0.41
	2900	20	1.15	0.74
		30	0.94	0.70

Fig.6-2に粒子密度 2700kg/m^3 におけるサイクロン直径とEq.(6-7)により求めた50%分離径の関係を示す。限界粒子径と同様、50%分離径もサイクロン直径の平方根に比例して大きくなることわかる。また、この理論によれば25%分離径および75%分離径もサイクロン直径の平方根に比例して大きくなることになる。50%分離径と同様の計算により

25%分離径および75%分離径を求め、分級精度指数 κ を求めると $\kappa=0.62$ となり、これはサイクロン直径にかかわらず一定となる。

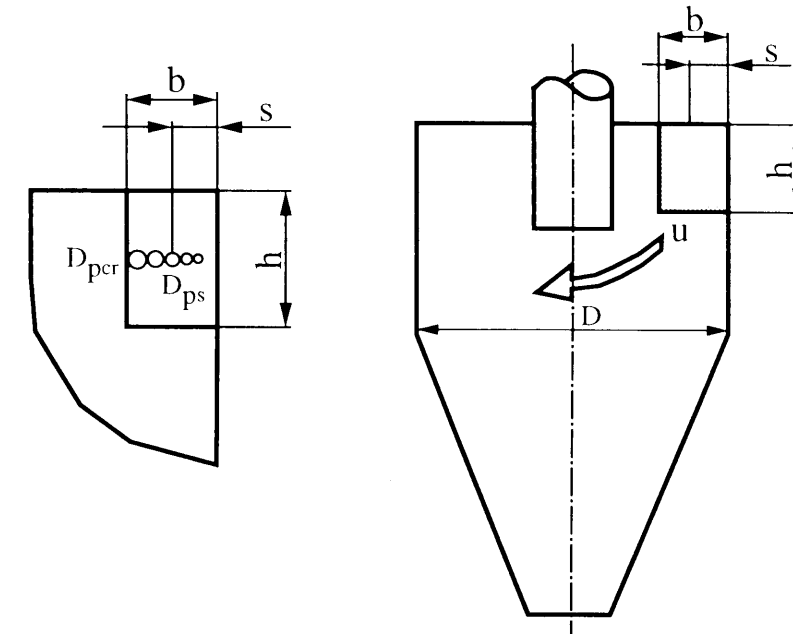


Fig.6-1 Rosin-Rammler flow model

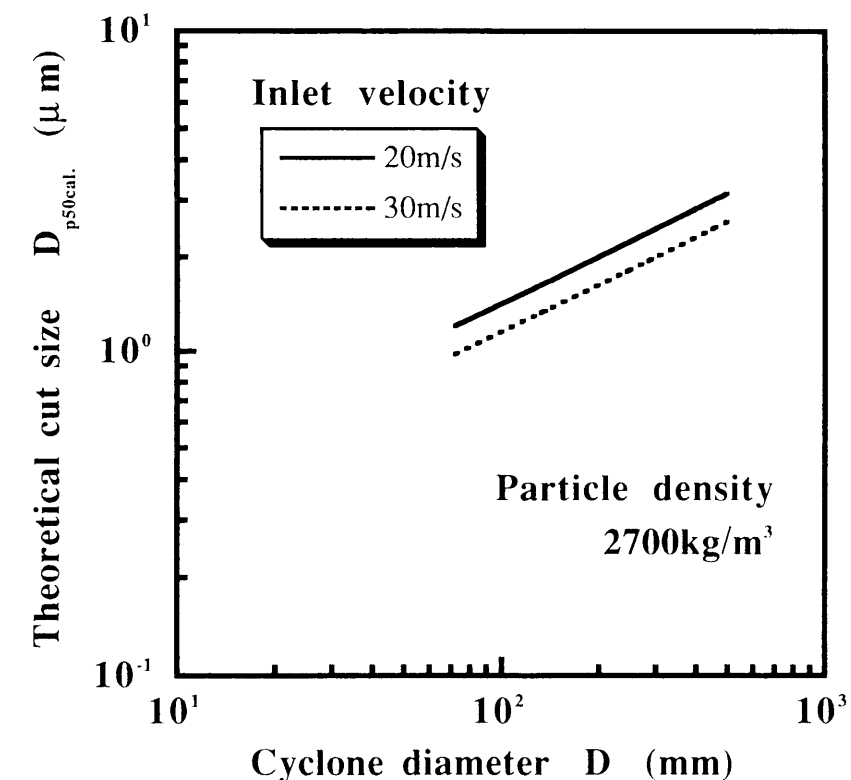


Fig.6-2 Relation between cyclone diameter and theoretical cut size

6-1-2 実験装置および方法

前章まで検討してきた円筒部直径72mmの全円周渦巻入口式サイクロンを基本とし、直径に対する各部分の比をほぼ一定とし、実験室規模から実用規模までスケールアップした。サイクロンは円筒部直径72mm, 154mm, 343mmの3種類を用い、その分離性能を調べた。

Fig.6-3に実験に用いたサイクロン、Table 6-2にサイクロン各部分の寸法および直径に対する寸法比を示す。ここで、出口管挿入長さは3章より分離性能に影響を与えることが明らかになっているので、出口管挿入長さを変えて実験を行った。また、サイクロン粗粉出口には集塵室円錐を設置した。

集塵室は実プラントでは、ロータリーバルブが用いられる場合も多いが、ロータリーバルブからの空気の漏れが性能に影響を与える可能性があるため、ここでは集塵室も円柱状の密封系と同様にスケールアップを行った。

実験装置は前章までと同様であるが、粉塵濃度を一定とするため、スケールアップにともない処理粉体量も増加させる必要上、粉体供給フィダー、分散器、バグフィルターは大型のものを使用した。Table 6-3に装置構成機器の仕様を示す。直径72mmおよび154mmでは各構成機器は実験室レベルの能力で十分であるが、直径343mmでは各構成機器とも実プラントレベルになる。サイクロンを大型化することにより実験が難しくなり、それにとともない実験精度の問題も生じてくる。

実験は入口風速20m/s, 30m/s、ブローダウン0%, 15%で変化させた。供試粉体には炭酸カルシウムJIS No.17を使用した。直径343mmサイクロンに関しては、炭酸カルシウムNS#400を使用した実験も行った。いずれも粉塵濃度は7~10g/m³とした。粒度分布測定にはレーザー回折法であるMicrotrac SPAと重力沈降法であるSedigraph 5000の2種類を使用した。Table 6-4に実験条件を示す。

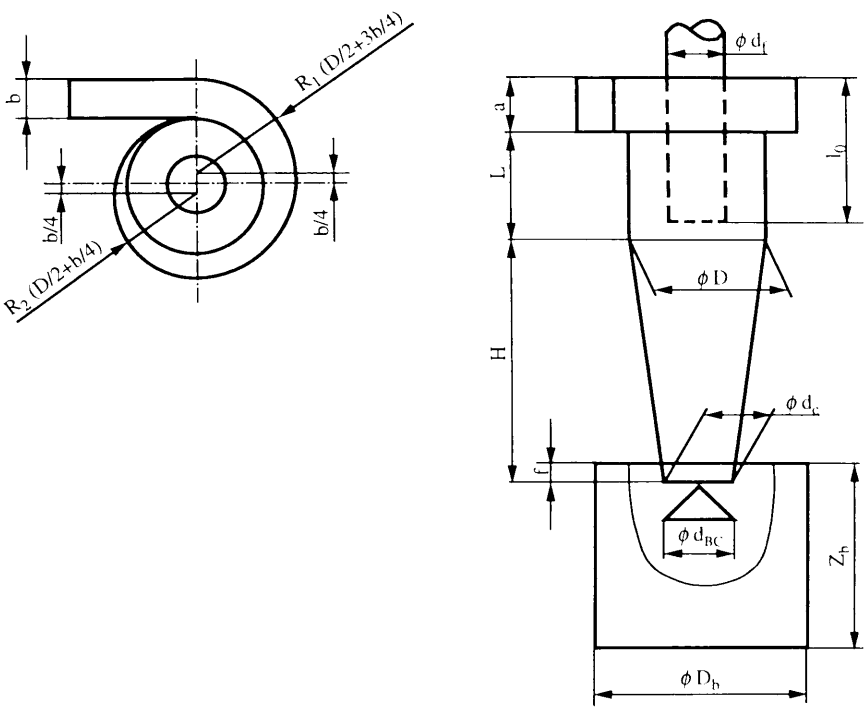


Fig.6-3 Dimension of cyclone

Table 6-2 Dimension of cyclones

D (mm)	a (mm)	b (mm)	d _i (mm)	d _o (mm)	D _h (mm)	Z _h (mm)
72 (x/D)	37 (0.51)	17 (0.24)	31 (0.43)	40 (0.56)	100 (1.39)	200 (2.78)
154 (x/D)	81 (0.53)	39 (0.25)	59 (0.38)	85 (0.55)	180 (1.17)	250 (1.62)
343 (x/D)	194 (0.57)	92 (0.27)	158 (0.46)	184 (0.54)	800 (2.33)	1100 (3.21)

D (mm)	L (mm)	H (mm)	l _o (mm)	R ₁ (mm)	R ₂ (mm)	d _{RC} (mm)
72	110 (1.53)	200 (2.78)	60 (0.83)	50 (0.69)	40 (0.56)	40 (0.56)
154	235 (1.53)	430 (2.79)	200 (1.30)	111 (0.72)	90 (0.58)	85 (0.55)
343	550 (1.60)	1100 (3.21)	300 (0.87)	250 (0.73)	200 (0.58)	184 (0.54)

Table 6-3 Specification of experimental apparatus

Cyclone diameter	(mm)	72	154	343
Feeder capacity	(g/min)	200	200	3000
Dispersion device capacity	(g/min)	200	200	3000
Blower	(m ³ /min)	1.2	5.0	30
Filter filtration area	(m ²)	0.8	3.2	60

Table 6-4 Experimental conditions

Cyclone diameter	(mm)	72	154	343
Powder		CaCO ₃ JIS No.17, (CaCO ₃ NS#400)		
Inlet velocity	(m/s)	20	30	
Blow down ratio	(%)	0	0 , 15	
Particle concentration	(g/m ³)	7 ~ 10		
Measuring instruments		Microtrac SPA, Sedigraph 5000		

6-1-3 結果および考察

Figs.6-4, 6-5に入口風速20m/s、ブローダウン0%で一定とし、サイクロン直径を変化させたときの部分分離効率を示す。Fig.6-4はレーザー回折法であるMicrotrac SPAにより、Fig.6-5は重力沈降法であるSedigraph 5000により粒度分布測定を行ったものである。

Figs.6-6, 6-7に入口風速30m/s、ブローダウン0%で一定とし、サイクロン直径を変化させたときの部分分離効率を示す。Fig.6-6はレーザー回折法であるMicrotrac SPAにより、Fig.6-7は重力沈降法であるSedigraph 5000により粒度分布測定を行ったものである。

Figs.6-8, 6-9に入口風速30m/s、ブローダウン15%で一定とし、サイクロン直径を変化させたときの部分分離効率を示す。Fig.6-8はレーザー回折法であるMicrotrac SPAにより、Fig.6-9は重力沈降法であるSedigraph 5000により粒度分布測定を行ったものである。

測定法の違いにより分離効率は異なるが、いずれの方法でもサイクロンが大型化するにしたがい部分分離効率は高慣性側へ移行し、曲線の傾きが緩やかになる。直径343mmは特に顕著に粒子径が大きい高慣性側へ移行する。直径343mmのレーザー回折法の結果では粒子径が小さい低慣性領域においても分離効率が50%に達せず、重力沈降法の結果と大きく異なる。直径154mmは50%分離径および分級精度指数ともに直径72mmとほぼ同等の値を示すが、高慣性領域で分離性能に差が現れる。直径72mmと154mmはブロー

ダウンの効果が認められるが、直径343mmでは認められない。直径343mmでは供試粉体の違いにより分離性能に若干の差が現れるが、全体としての傾向は粉体に係わらずほぼ一致している。

Figs.6-10~6-12にそれぞれの実験条件における微粉の粒度分布を示す。

Fig.6-10は入口風速20m/s、ブローダウン0%、Fig.6-11は入口風速30m/s、ブローダウン0%、Fig.6-12は入口風速30m/s、ブローダウン15%においてフィルターで回収された微粉の粒度分布である。図中、白印はレーザー回折法であるMicrotrac SPA、黒印は重力沈降法であるSedigraph 5000による粒度分布を示している。測定法の違いにより粒度の絶対値は異なるが、両測定法ともサイクロンの大型化にともない微粉粒度分布は大粒子側へ移行する。サイクロンにより完全に捕集できる粒子径は、重力沈降法の結果では直径72mmで1.5μm、154mmで2μm、343mmで5μmである。

Fig.6-13にサイクロン直径とレーザー回折法であるMicrotrac SPAによる75%分離径の関係を示す。本来ならば50%分離径での比較を行うべきだが、直径343mmのサイクロンにおいて50%分離径が求められなかったため、ここでは75%分離径での比較を行う。図中、白印は供試粉体が炭酸カルシウムJIS No.17、黒印は炭酸カルシウムNS#400の75%分離径を示している。6-1-1節の結果より、分離粒子径はサイクロン直径の平方根に比例して大きくなることから、同図には直径72mmの実験点を基準とした傾き1/2の理論線を示す。サイクロン直径が大きくなるにしたがい75%分離径は大きくなる。理論上、サイクロン直径が大きくなるにしたがい分離径が大きくなるのは明らかであるが、理論線と比較すると、直径154mmでは理論値よりも小さく、直径343mmでは大きい。直径154mmでは分離径が小さくなっているが、これは出口管挿入長さが他のものと比べサイクロン直径に対する比率で約50%長いことによるものと考えられる。

Fig.6-14にサイクロン直径と沈降法であるSedigraph 5000による50%分離径の関係を示す。図中、白印は供試粉体が炭酸カルシウムJIS No.17、黒印は炭酸カルシウムNS#400の50%分離径を示している。直径154mmは出口管挿入長さが長いいため分離性能が向上している可能性が高いので、直径72mmと343mmの実験点を直線近似すると、入口風速30m/s、ブローダウン15%での近似直線の傾きがほぼ1/2であり、その他2つの近似直線の傾きは1/2以下である。サイクロンの大型化にともない50%分離径は大きくなってはいるが、その増加分は理論上当然の範囲内にある。

Fig.6-15にサイクロン直径と沈降法であるSedigraph 5000による分級精度指数の関係を示す。図中、白印は供試粉体が炭酸カルシウムJIS No.17、黒印は炭酸カルシウムNS#400の分級精度指数を示している。同図には6-1-1節で求めた理論分級精度指数 $\kappa=0.62$ を示す。直径72mm,154mmは理論値に近くほぼ同じ性能であるが、343mmでは分級精度指数の急激な低下が起こる。

以上の結果より、サイクロン円筒部直径が大きくなるにしたがい、50%分離径は大き

くなるが、その増加分は理論上の増分範囲内にあり、サイクロンを大型化しても50%分離径は理論通りに維持できることが明らかになった。しかし、大型化により高慣性領域での分離性能の低下が起こり、分級精度は低下する。この分級精度の低下は供給時の粉体の分散状態に大きく影響を受けているものと考えられる。72mmと154mmのサイクロンでは同一の分散器を使用した。343mmのサイクロンでは大型の分散器を使用した。分散器は大型化にともない、その分散能力の低下が予想される。したがって、直径343mmサイクロンの分級精度の低下は、大型分散器使用による供給粉体の分散状態の低下が原因の一つであると考えられる。

ブローダウンの効果については、72mmと154mmのサイクロンではその効果が認められたが、343mmのサイクロンでは認められなかった。343mmサイクロンの集塵室は72mmおよび154mmの集塵室と比べ寸法比では大きく、ブローダウン0%でも集塵室での再飛散が少なく、ブローダウンの効果が現れにくい条件ではあったが、集塵室を大型化するにしたがい、ブローダウンの効果が減少することが考えられる。

また、今回の154mmサイクロンでは分級径が $0.4\mu\text{m}$ 、分級精度指数が0.7以上の分級が実現されており、直径150mm程度の大きさであれば、 $1\mu\text{m}$ 以下の分級径で高い分級精度を持ったサイクロンの設計が今同行った相似でスケールアップする方法により可能であることが明らかになった。

また、粒度測定法の違いにより分離性能の評価結果が異なるので分級性能を評価する際には粒度測定法にも十分注意する必要がある。

Table 6-5 にサイクロン直径を変化させて行った実験より得られた粗粉収率、50%分離径および分級精度指数の結果をまとめて示す。

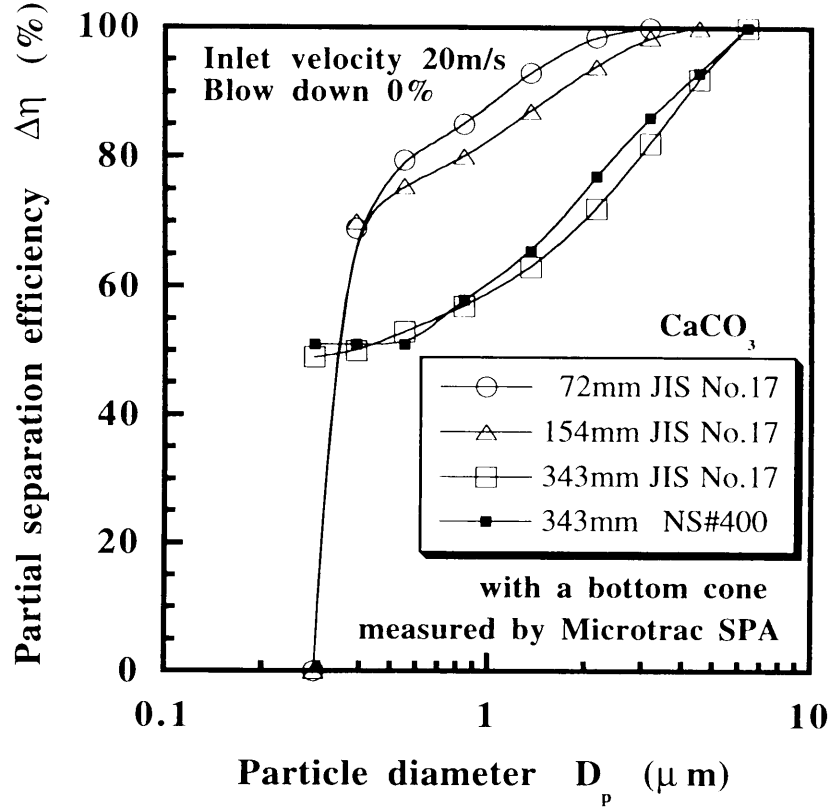


Fig.6-4 Effect of cyclone diameter on partial separation efficiency

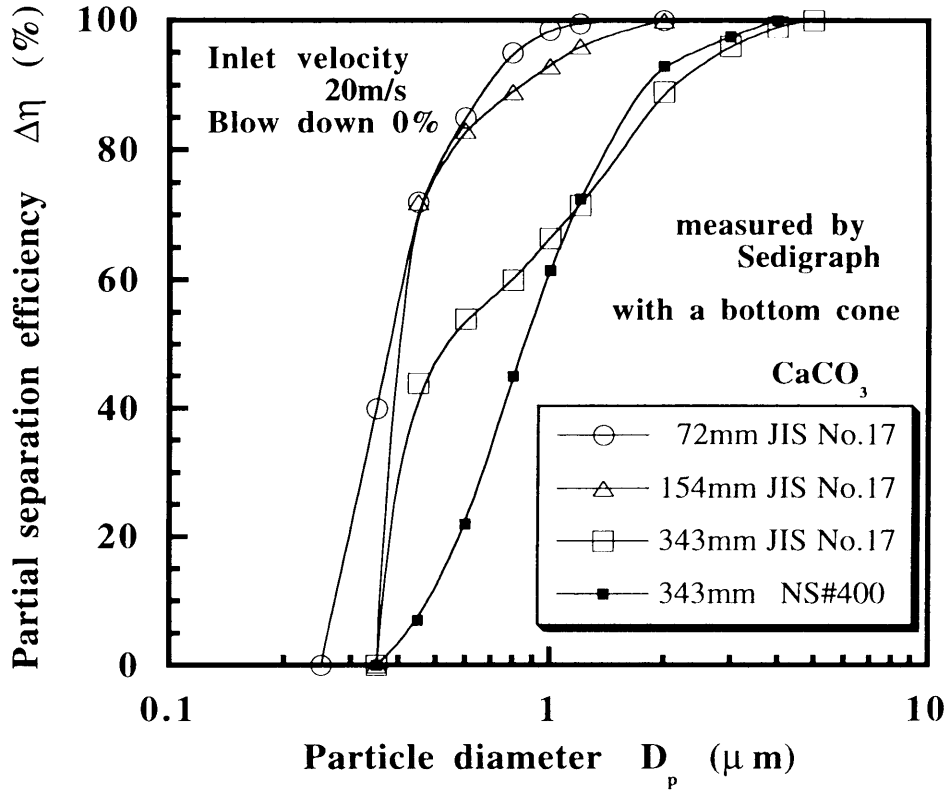


Fig.6-5 Effect of cyclone diameter on partial separation efficiency

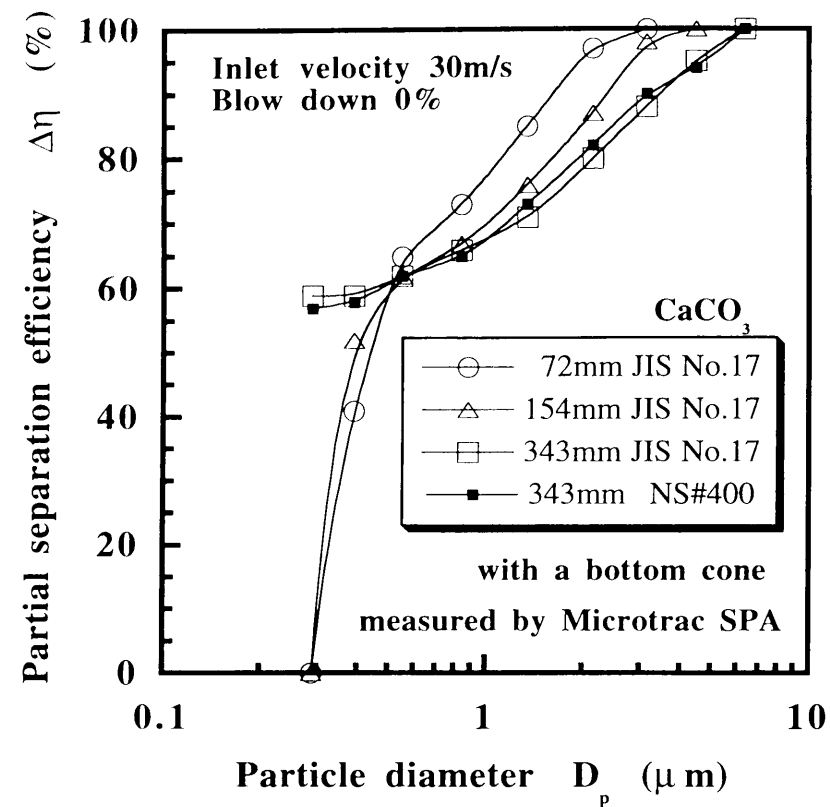


Fig.6-6 Effect of cyclone diameter on partial separation efficiency

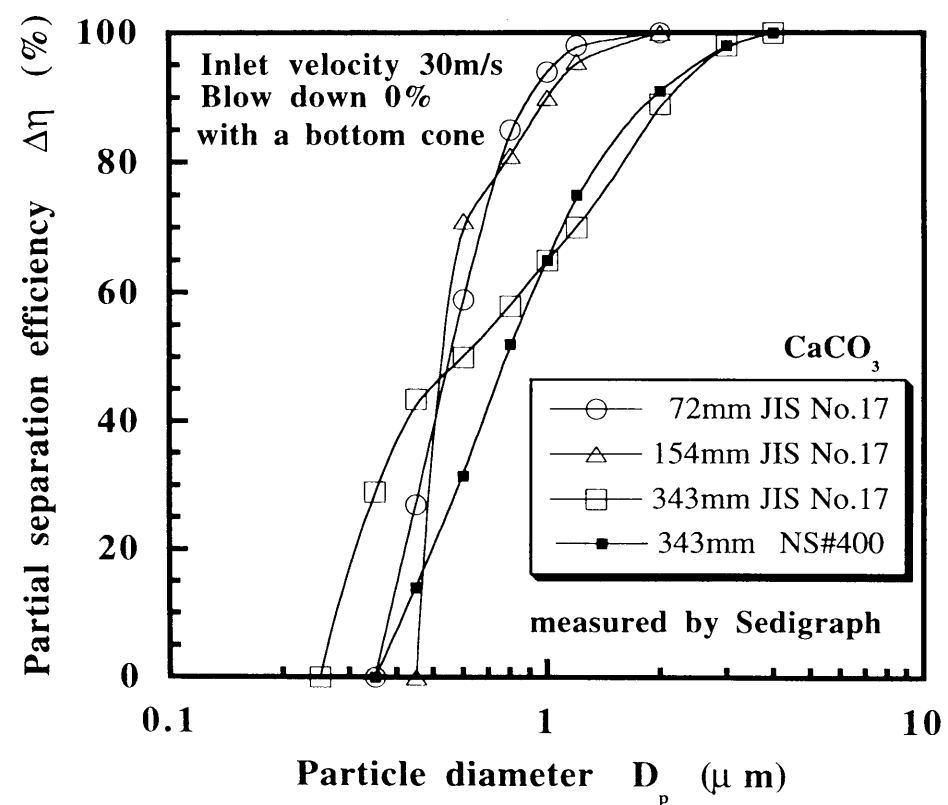


Fig.6-7 Effect of cyclone diameter on partial separation efficiency

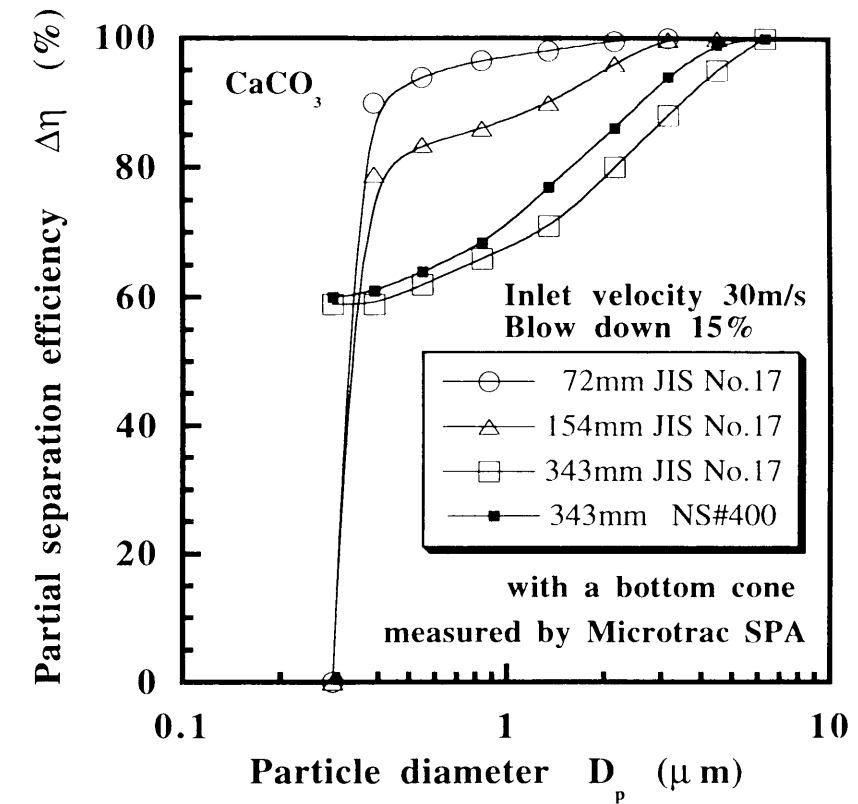


Fig.6-8 Effect of cyclone diameter on partial separation efficiency

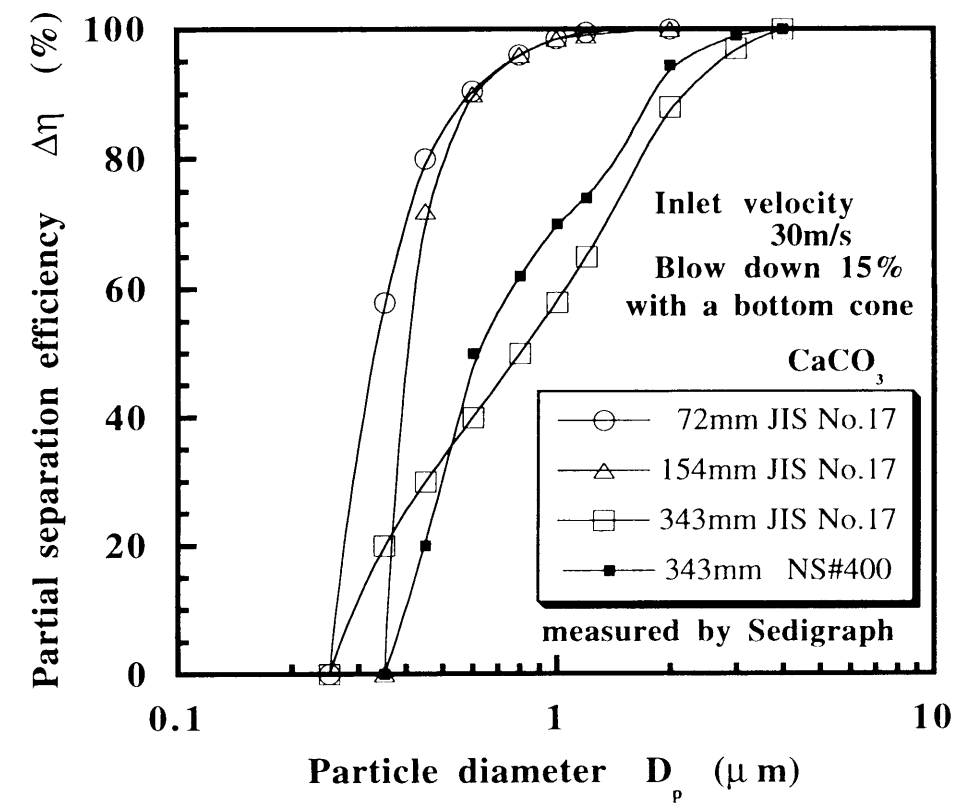


Fig.6-9 Effect of cyclone diameter on partial separation efficiency

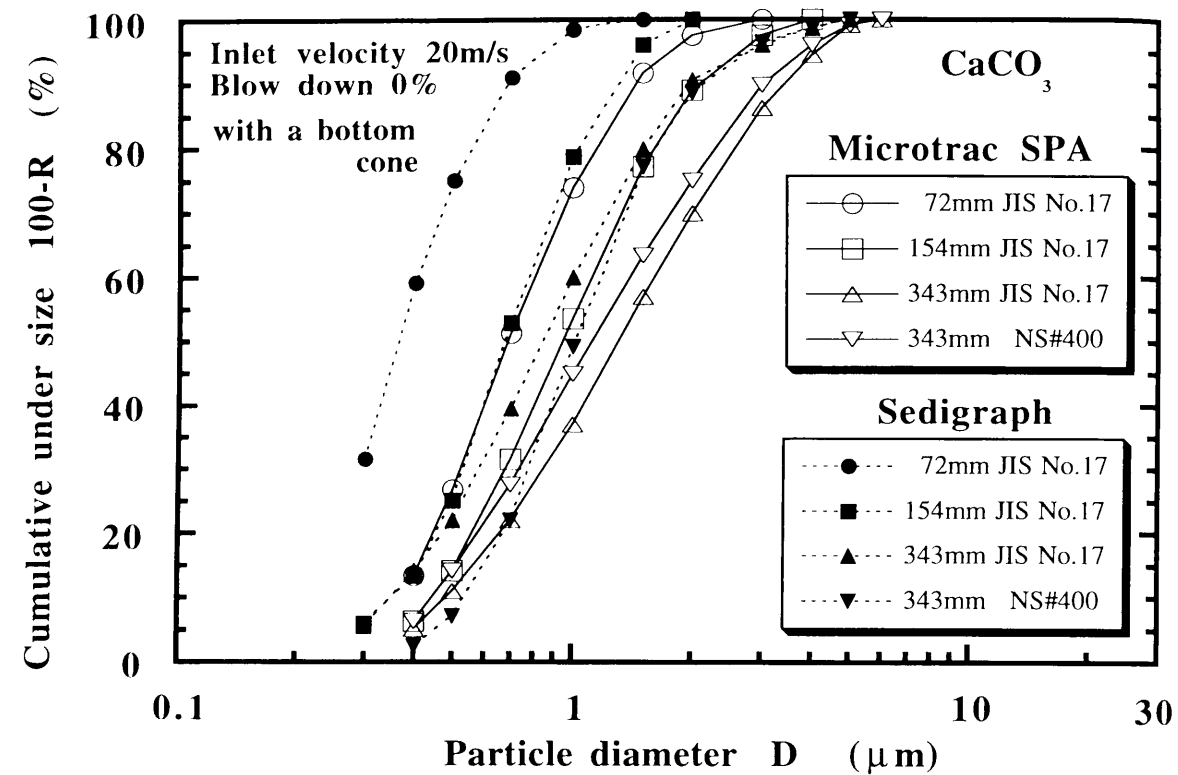


Fig.6-10 Cumulative under size of fine powder measured by Microtrac SPA and Sedigraph 5000 instruments

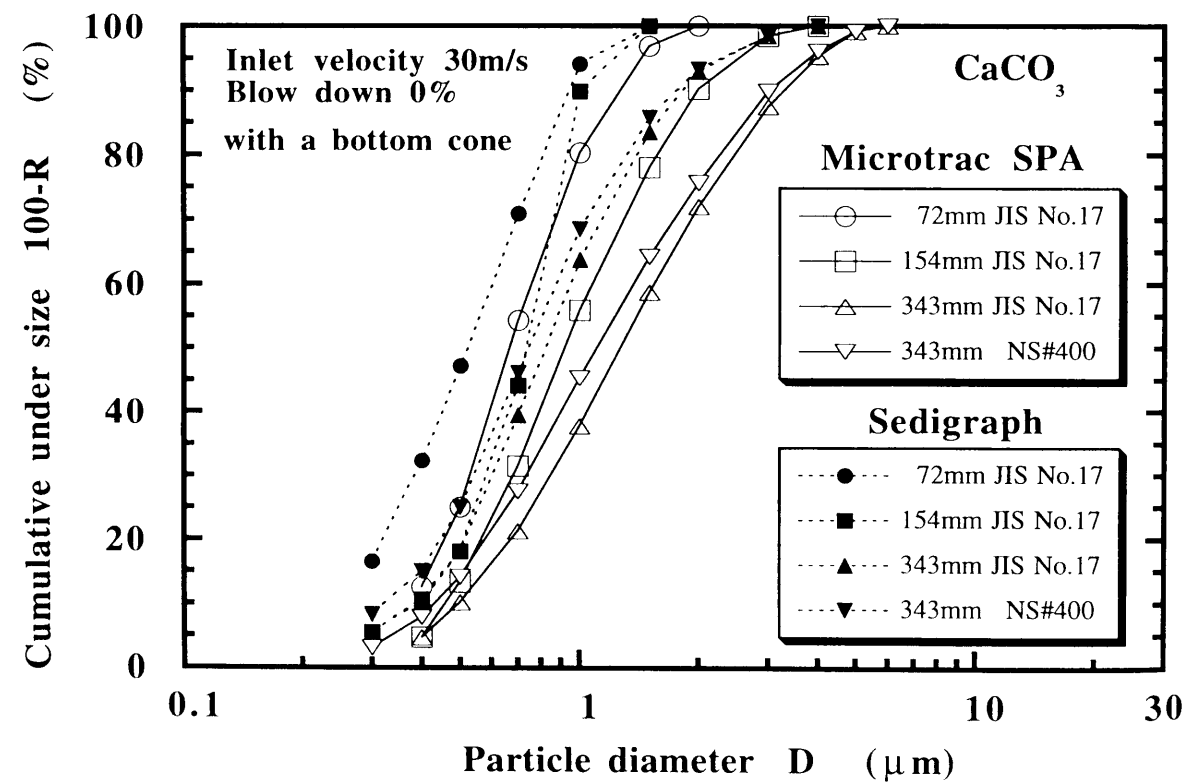


Fig.6-11 Cumulative under size of fine powder measured by Microtrac SPA and Sedigraph 5000 instruments

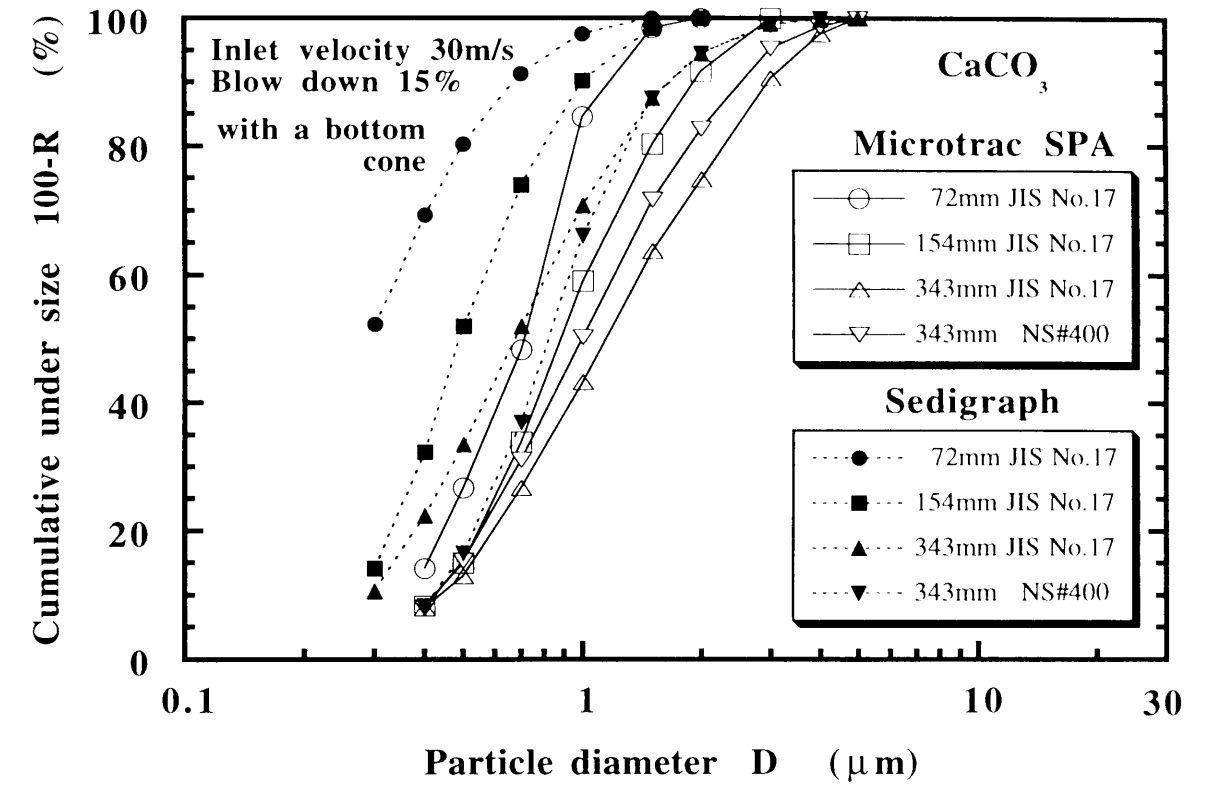


Fig.6-12 Cumulative under size of fine powder measured by Microtrac SPA and Sedigraph 5000 instruments

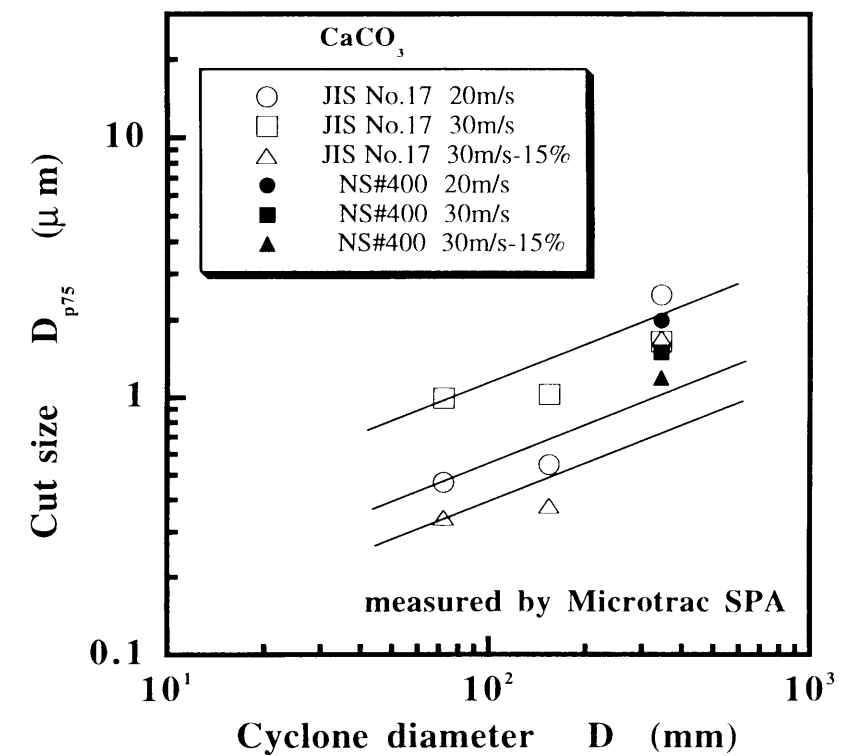


Fig.6-13 Relation between cyclone diameter and cut size D_{p75} measured by Microtrac SPA

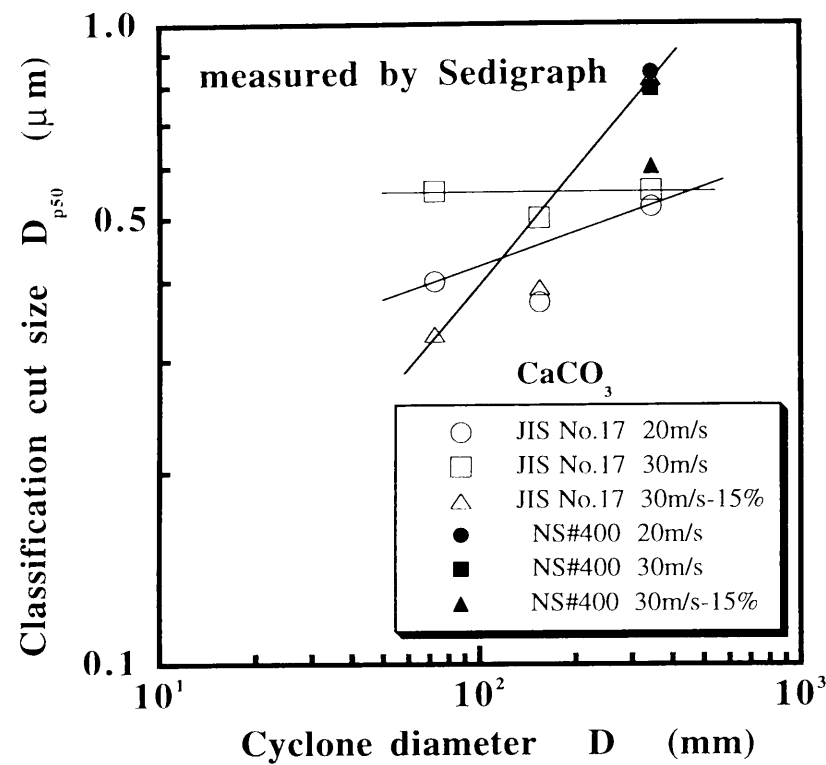


Fig.6-14 Relation between cyclone diameter and cut size D_{p50} measured by Sedigraph 5000

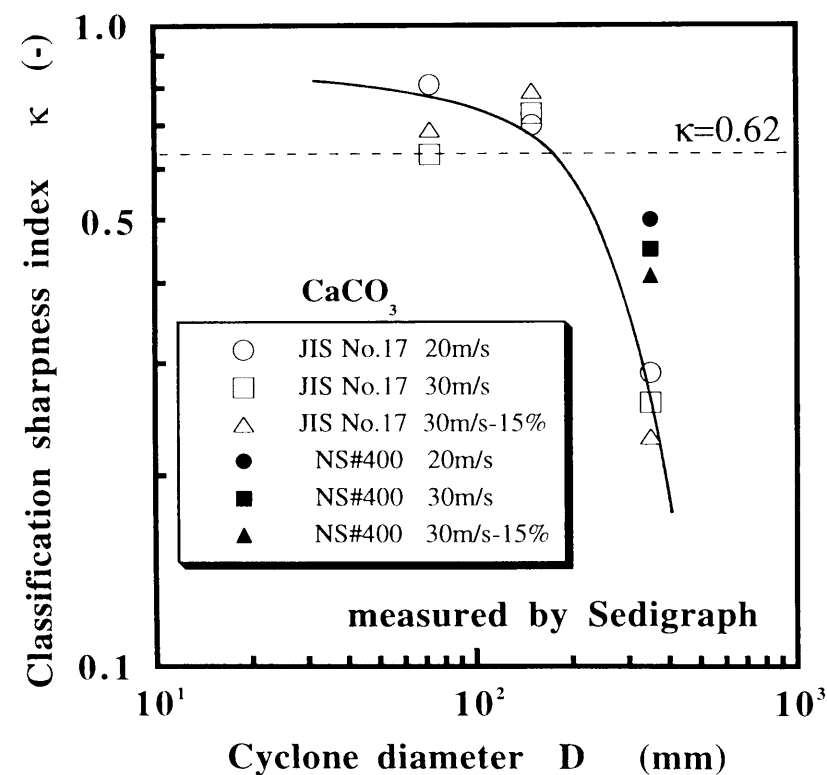


Fig.6-15 Relation between cyclone diameter and classification sharpness index measured by Sedigraph 5000

Table 6-5 Experimental results of cyclone classifier with a bottom cone

Cyclone diameter (mm)	Sample powder	Inlet velocity (m/s)	Blow down ratio (%)	Yield (%)	Microtrac SPA		Sedigraph			
					D_{p50} (μm)	D_{p75} (μm)	D_{p25} (μm)	D_{p50} (μm)	D_{p75} (μm)	κ (-)
72	CaCO ₃ JIS No.17	20	0	93.8	0.35	0.47	0.38	0.40	0.47	0.81
		30	0	92.0	0.43	1.00	0.44	0.55	0.70	0.63
		30	15	98.1	0.32	0.34	---	---	---	---
		30	15	92.9	---	---	0.29	0.33	0.42	0.69
154	CaCO ₃	20	0	91.2	0.35	0.55	0.33	0.37	0.47	0.70
	JIS	30	0	84.5	0.38	1.03	0.49	0.50	0.67	0.73
	No.17	30	15	94.4	0.35	0.38	0.37	0.39	0.47	0.79
343	CaCO ₃ JIS No.17	20	0	79.6	0.35	2.50	0.38	0.52	1.30	0.29
		30	0	85.2	---	1.65	0.33	0.55	1.25	0.26
		30	15	84.3	---	1.70	0.33	0.82	1.43	0.23
	CaCO ₃ NS#400	20	0	76.0	---	2.00	0.62	0.84	1.25	0.50
		30	0	83.8	---	1.50	0.50	0.79	1.23	0.45
		30	15	86.8	---	1.20	0.48	0.60	1.17	0.41

6-2 2連式サイクロン

サイクロンを直列に2台並べる2連式サイクロンの分離性能を調べ、単独の場合との性能比較を行った。なお、性能比較に当たっては実用化を考慮し、動力費一定(圧力損失一定)の条件で行った。

6-2-1 分離性能の理論計算

Fig.6-16に示すように n 個のサイクロンを直列に並べたときの理論分離効率を以下のようにして求めることができる。いま i 番目のサイクロンに供給される粉体流量を w_{i-1} 、捕集効率を η_i ($\eta_i < 1$) とする。このようにすると i 段目からの排出粒子量 w_i は次式で表される。

$$w_i = w_{i-1}(1 - \eta_i) \quad (6-8)$$

i 段目の排出粒子量は $(i+1)$ 段目への流入粒子量でもあるので、 n 段目から排出される粒子量 w_n は次式となる。

$$w_n = w_0(1 - \eta_1)(1 - \eta_2) \cdots (1 - \eta_{n-1})\eta_n \quad (6-9)$$

よって総合捕集効率 η_m は次式で表される。

$$\eta_m = 1 - (1 - \eta_1)(1 - \eta_2) \cdots (1 - \eta_n) \quad (6-10)$$

部分分離効率 $\Delta\eta$ は各粒径ごとの捕集効率なので、この場合も総合効率と同様、次式で表される。

$$\Delta\eta_m = 1 - (1 - \Delta\eta_1)(1 - \Delta\eta_2) \cdots (1 - \Delta\eta_n) \quad (6-11)$$

全く同一性能のサイクロンを n 台直列に並べた場合、部分分離効率 $\Delta\eta_n$ はEq.(6-11)より次式となる。

$$\Delta\eta_n = 1 - (1 - \Delta\eta) \cdots (1 - \Delta\eta) = 1 - (1 - \Delta\eta)^n \quad (6-12)$$

いま、 $n=2$ の場合について考えると、部分分離効率はEq.(6-12)より、 $2\Delta\eta + (\Delta\eta)^2$ となり $\Delta\eta(1 - \Delta\eta)$ だけ上昇することになる。

Fig.6-17に基本型単独サイクロンの部分分離効率の実験値と実験値をもとに計算した2連式サイクロンの部分分離効率を示す。2連式にすることにより分離性能が向上することがわかる。

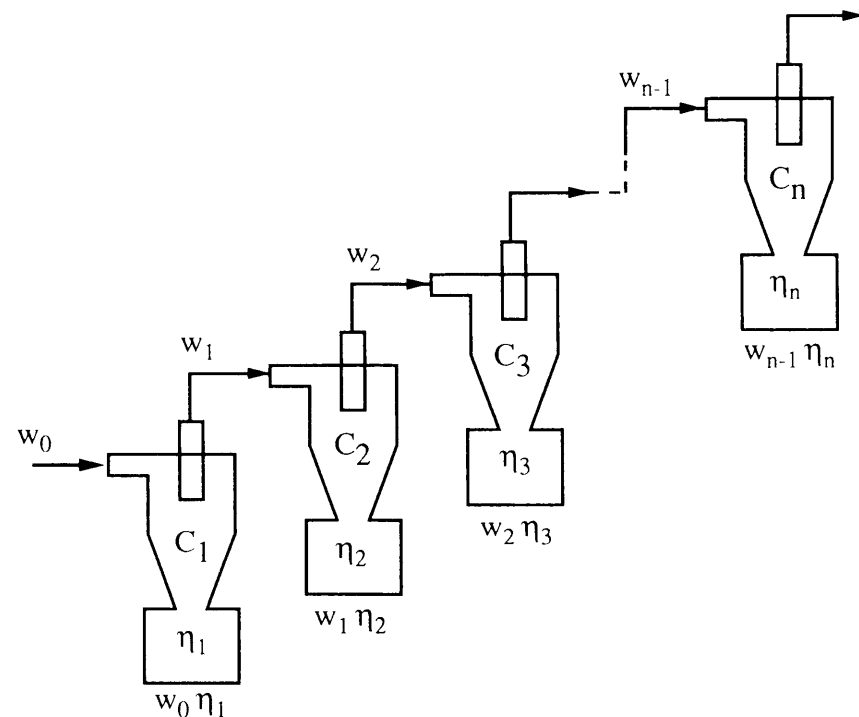


Fig.6-16 Schematic diagram of multi stage cyclones

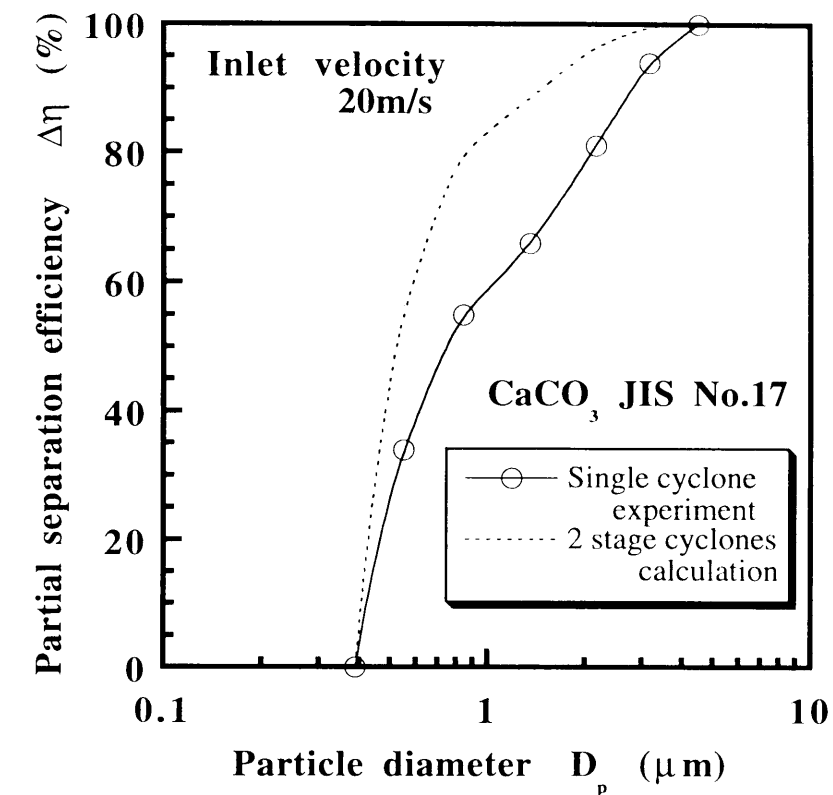


Fig.6-17 Calculation of partial separation efficiency of 2 stage cyclones

6-2-2 実験装置および方法

Fig.6-18に実験装置の概略を示す。サイクロンを直列に2台並べるほかは、これまでの実験装置と同じである。ブローダウンを行う場合は1段目のサイクロンより行った。

サイクロンを直列に2台並べた場合、その圧力損失は単独の場合の2倍となる。一方、圧力損失は入口風速のほぼ2乗に比例する。したがって、入口風速30m/sの単独サイクロンとの性能比較を行うため、2連式では1段目サイクロンの入口風速を20m/sで実験を行った。供試粉体には炭酸カルシウムJIS No.17を使用し、粉塵濃度は $7 \sim 10 g/m^3$ とした。

実験終了後、1段目および2段目のサイクロン回収粉およびブローダウン回収粉を粗粉、2段目サイクロン後のフィルター回収粉を微粉とし、分離性能の評価を行った。粒度測定にはレーザー回折法であるMicrotrac SPAと重力沈降法であるSedigraph 5000の2種類を使用した。Table 6-5に実験条件を示す。

Table 6-5 Experimental conditions

Cyclone system	Single cyclone		2 stage cyclones	
Cyclone diameter (mm)	72	154	72	154
Dispersion device	DN-154			
Powder	CaCO ₃ JIS No.17, CaCO ₃ #2000			
Inlet velocity (m/s)	30		20	
Blow down ratio (%)	0, 15			
Particle concentration (g/m ³)	7~10			
Measuring instruments	Microtrac SPA, Sedigraph 5000			

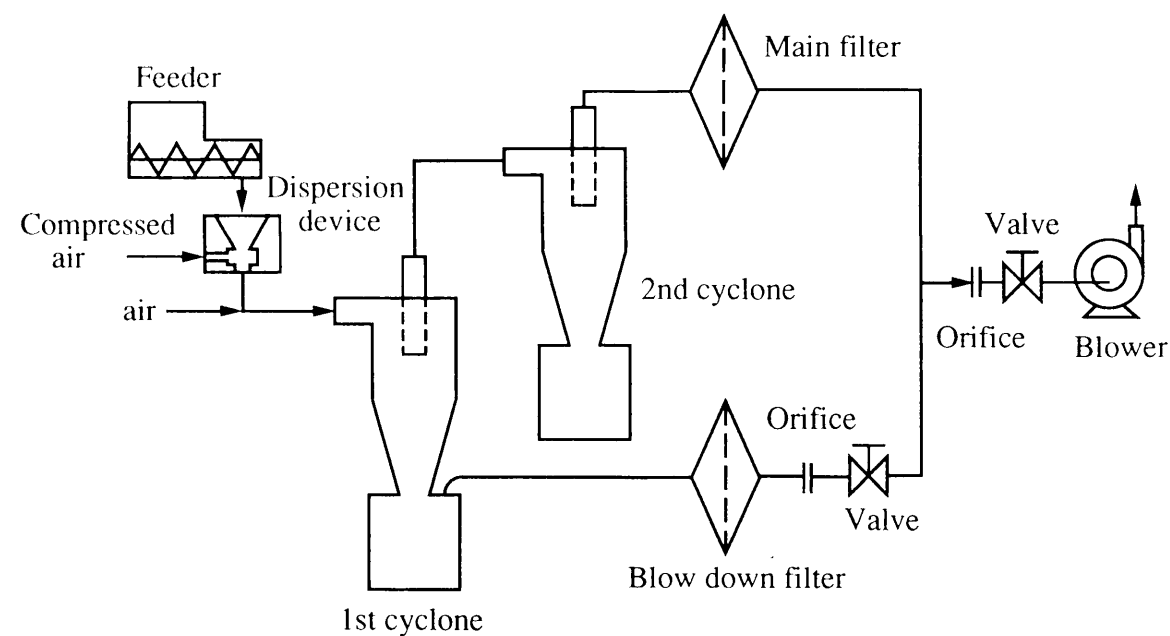


Fig.6-18 Schematic diagram of experimental apparatus

6-2-3 結果および考察

Fig.6-19に供試粉体炭酸カルシウムJIS No.17での直径72mmサイクロンの単独式と2連式の部分分離効率を示す。同図には6-2-1節で求めた2連式の理論部分分離効率を示す。図中、○は入口風速30m/sの単独式、△は入口風速20m/sの2連式の分離効率を示す。2連式にすることにより分離効率曲線の傾きが急になり分離性能は向上する。また、2連

式の理論部分分離効率と実験より得られた部分分離とは非常に良く一致する。

Fig.6-20に供試粉体に炭酸カルシウム#2000を使用し、直径72mmの2連式サイクロンにおいてブローダウン0%、15%で一定とし、1段目の入口風速を変化させたときの部分分離効率を示す。図中、○は入口風速19m/s、△は22m/s、□は25m/sの2連式の分離効率で、白印はブローダウン0%、黒印はブローダウン15%を示す。ブローダウン0%では入口風速が速くなるにしたがい部分分離効率は高慣性側へ移行するが、ブローダウン15%では入口風速が遅くなるにしたがい部分分離効率は高慣性側へ移行する。いずれの風速においても単独式サイクロンと同様、ブローダウンすることにより分離性能は急激に向上する。

Fig.6-21に直径72mmの2連式サイクロンの入口風速と50%分離径および分級精度指数の関係を示す。図中、○はブローダウン0%、△はブローダウン15%の50%分離径、●はブローダウン0%、▲はブローダウン15%の分級精度指数を示している。50%分離径はブローダウン0%では入口風速が増加するにしたがい大きくなるが、ブローダウン15%では入口風速に関係なくほぼ一定である。分級精度指数はブローダウンすることにより急激に向上するが、入口風速の変化に対しては、ブローダウン0%では風速が増加するにしたがい徐々に低下するが、ブローダウン15%では風速が増加するにしたがい徐々に向上する。

Fig.6-22に供試粉体に炭酸カルシウム#2000を使用し、直径72mmの2連式サイクロンにおいて1段目の入口風速を25m/sで一定とし、ブローダウン量を変化させたときの部分分離効率を示す。図中、●はブローダウン0%、○は5%、△は10%、□は15%の分離効率を示している。単独式サイクロンと同様、ブローダウンを5%することにより分離性能は急激に向上し、その後ブローダウン量が増加するにしたがい分離性能は徐々に向上する。

Fig.6-23に直径72mmの2連式サイクロンのブローダウン量と50%分離径および分級精度指数の関係を示す。50%分離径はブローダウン0%で $D_{p50}=0.61\mu\text{m}$ であったものが、ブローダウン5%で $D_{p50}=0.36\mu\text{m}$ と小さくなるが、それ以降はブローダウン量が増加しても変わらずほぼ一定である。一方、分級精度指数はブローダウン0%で $\kappa=0.22$ であったものが、ブローダウン5%で $\kappa=0.38$ と急激に向上し、その後もブローダウン量が増加するにつれて0.74から0.84とさらに向上する。

Fig.6-24に直径72mmサイクロン、Fig.6-25に直径154mmサイクロンの単独式と2連式の部分分離効率を示す。図中、○は入口風速30m/s、ブローダウン0%の単独式サイクロン、●は入口風速20m/s、ブローダウン0%の2連式サイクロン、△は入口風速30m/s、ブローダウン15%の単独式サイクロン、▲は入口風速20m/s、ブローダウン15%の2連式サイクロンの分離効率を示している。いずれのサイクロンにおいても、2連式にすることにより分離性能は向上する。

Fig.6-26に供試粉体炭酸カルシウムJIS No.17における直径72mmサイクロンの単独式と2連式の粗粉および微粉の粒度分布を示す。2連式にすることにより微粉粒度は細くなる。微粉平均粒径は単独式で $D_{50}=0.95\mu\text{m}$ 、2連式で $D_{50}=0.85\mu\text{m}$ 、微粉最大径は単独式で $D_{100}=6.3\mu\text{m}$ 、2連式で $D_{100}=2.4\mu\text{m}$ である。

以上の結果より、2連式サイクロンにすることにより、分離径はほとんど変わらないが、分級精度は向上することが明らかになった。今回は全く同一のサイクロンを2連にしているので、分離径に関しては粉塵濃度の低下による向上しか期待できないが、分級精度に関しては2連式にすることにより理論通りの向上が計れることがわかった。6-1節でサイクロンを大型化することにより分離径は理論通りの値を示すが、分級精度が低下することがわかっている。したがって、サイクロンの大型化における性能維持対策として、2連式サイクロンは有効と考えられる。

Table 6-6に単独式と2連式のサイクロン性能実験により得られた分離径および分級精度指数の結果をまとめて示す。

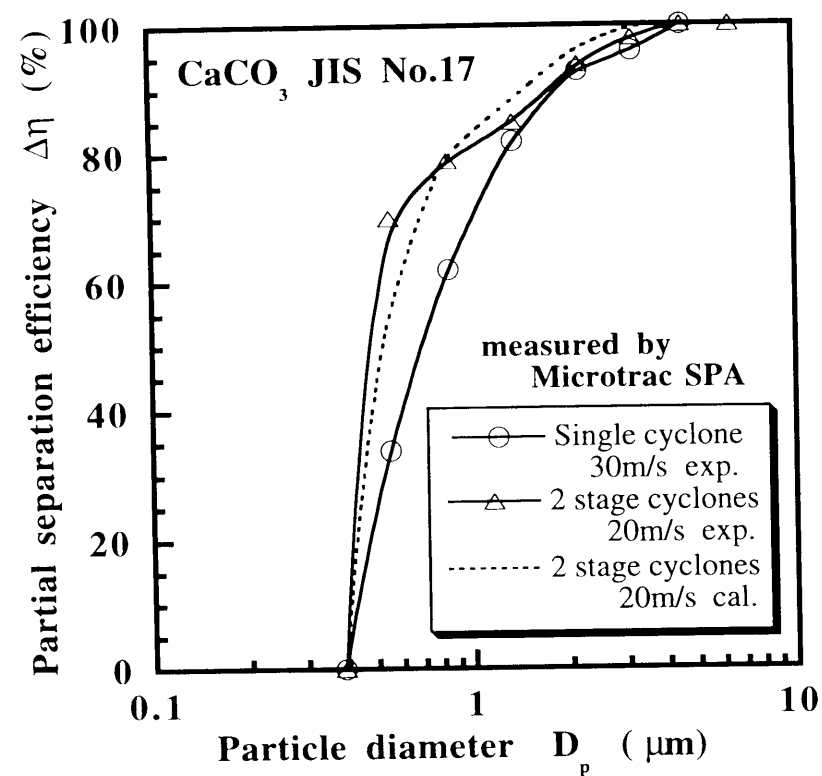


Fig.6-19 Partial separation efficiencies of single cyclone and 2 stage cyclones

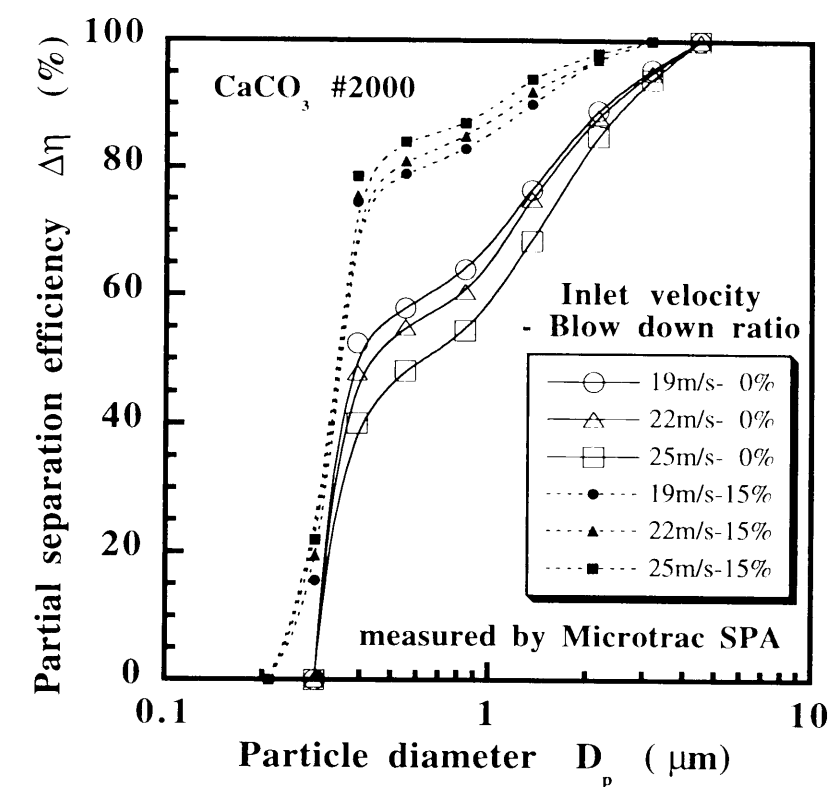


Fig.6-20 Partial separation efficiencies of 2 stage cyclones at different inlet velocity

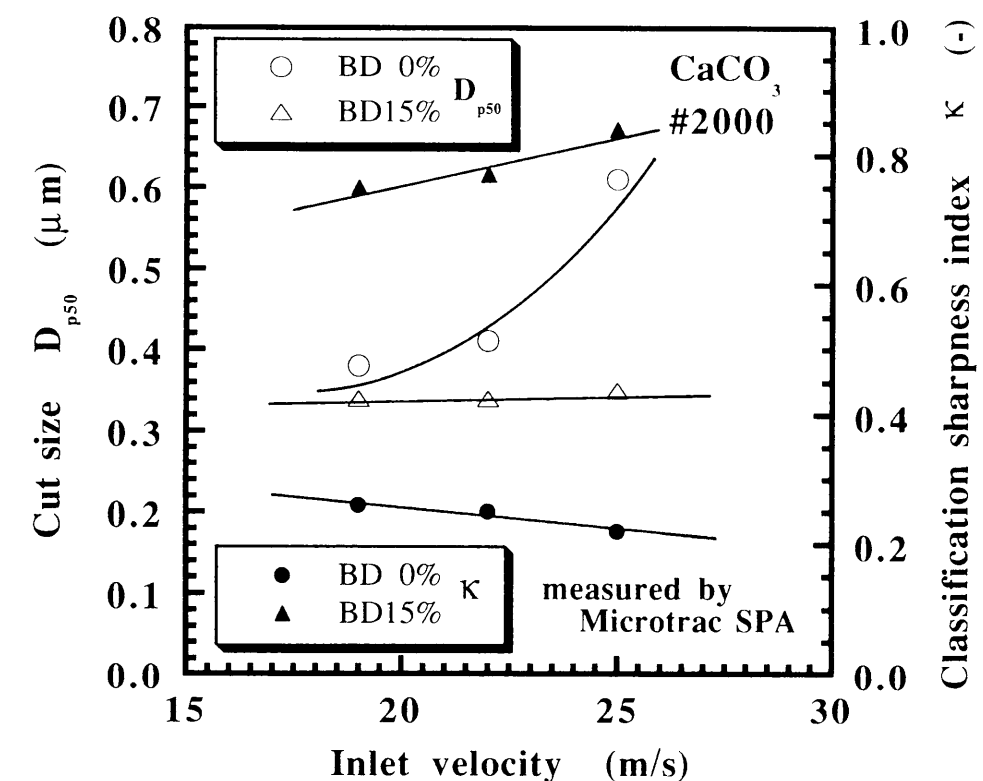


Fig.6-21 Relation between inlet velocity and cut size D_{p50} , classification sharpness index κ

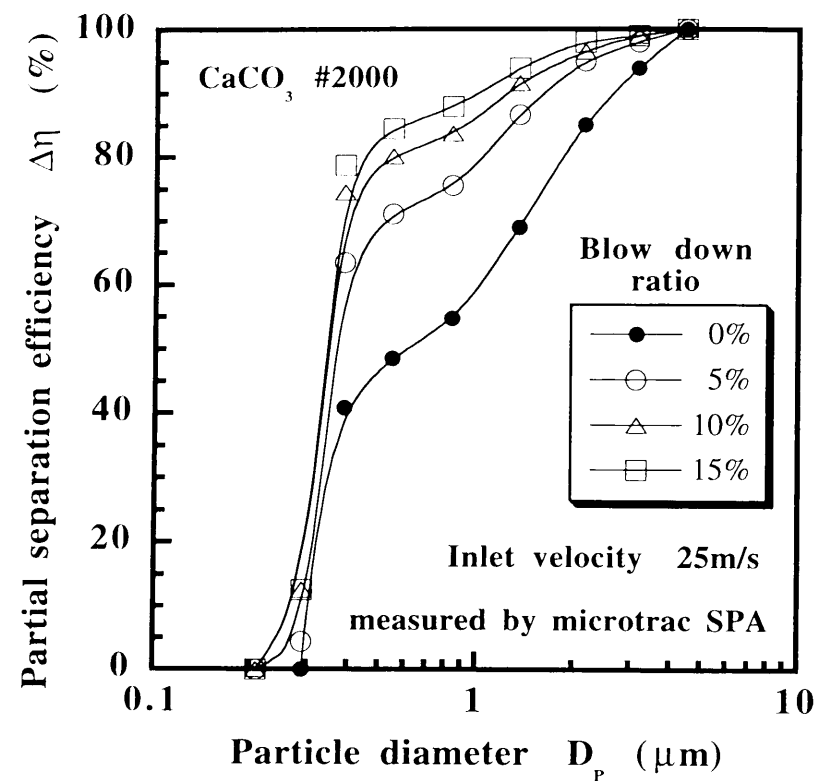


Fig.6-22 Effect of blow down ratio on partial separation efficiency of 2 stage cyclones

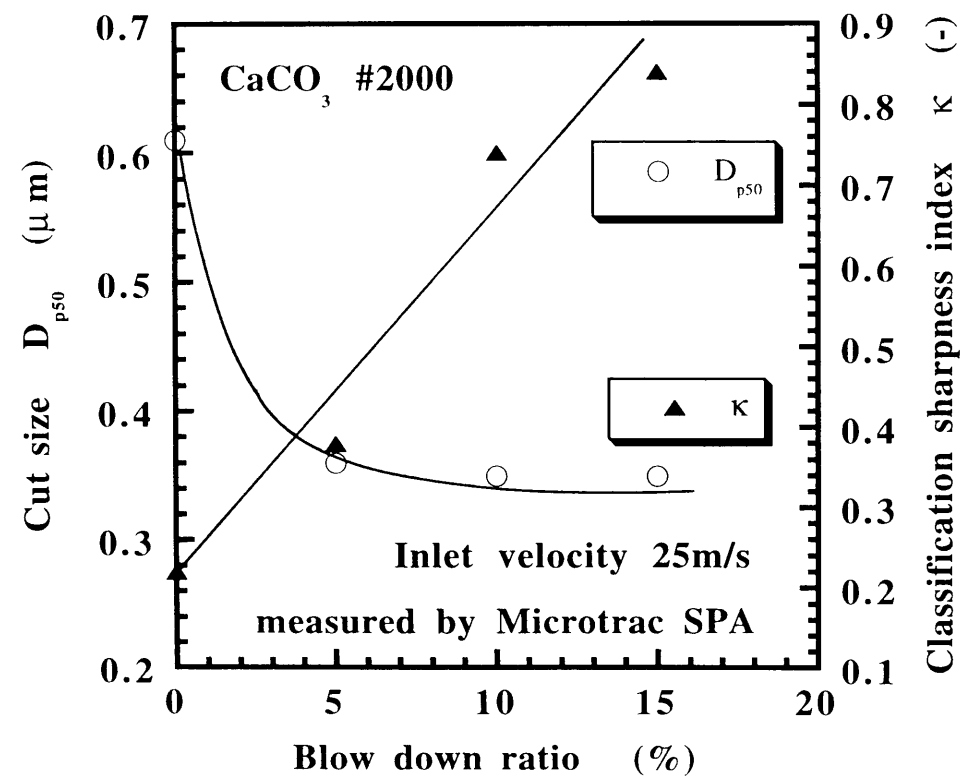


Fig.6-23 Relation between blow down ratio and cut size D_{p50} , classification sharpness index κ

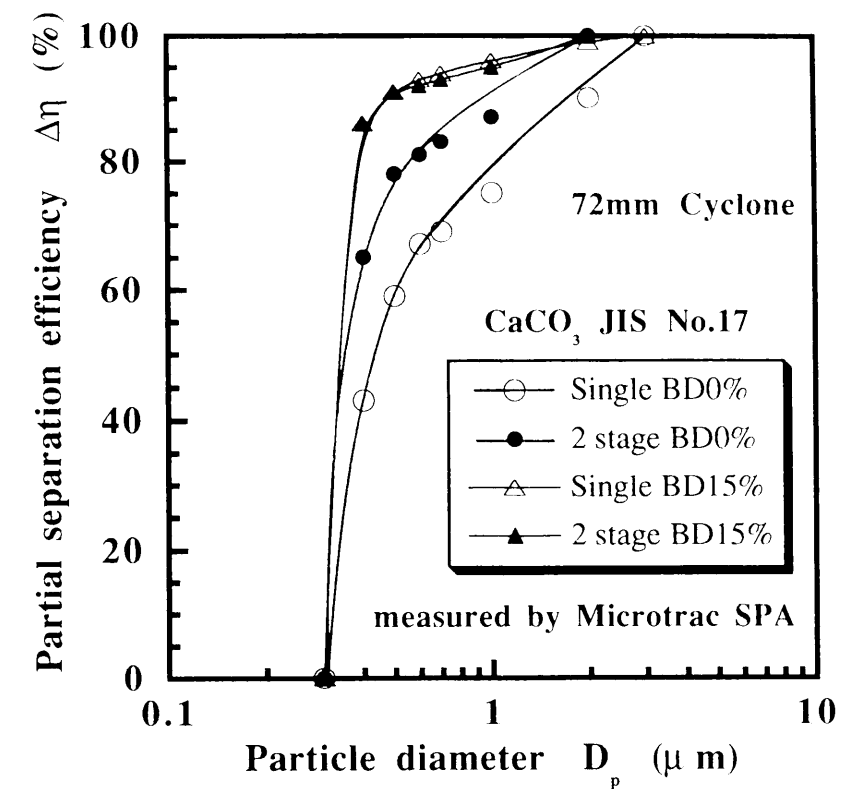


Fig.6-24 Partial separation efficiencies of 72mm single cyclone and 72mm 2 stage cyclones

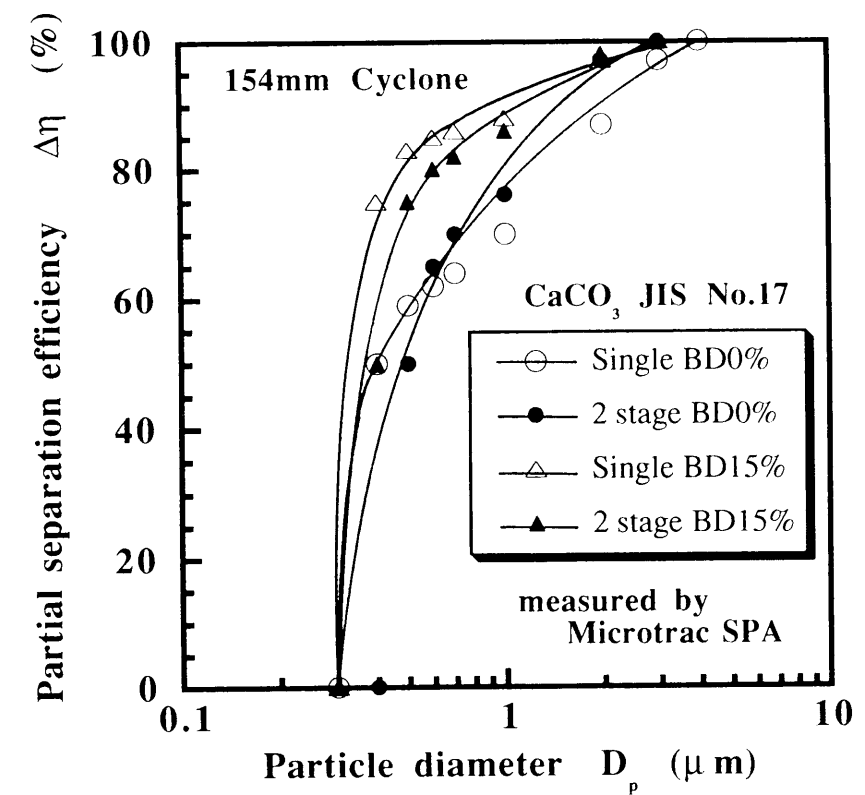


Fig.6-25 Partial separation efficiencies of 154mm single cyclone and 154mm 2 stage cyclones

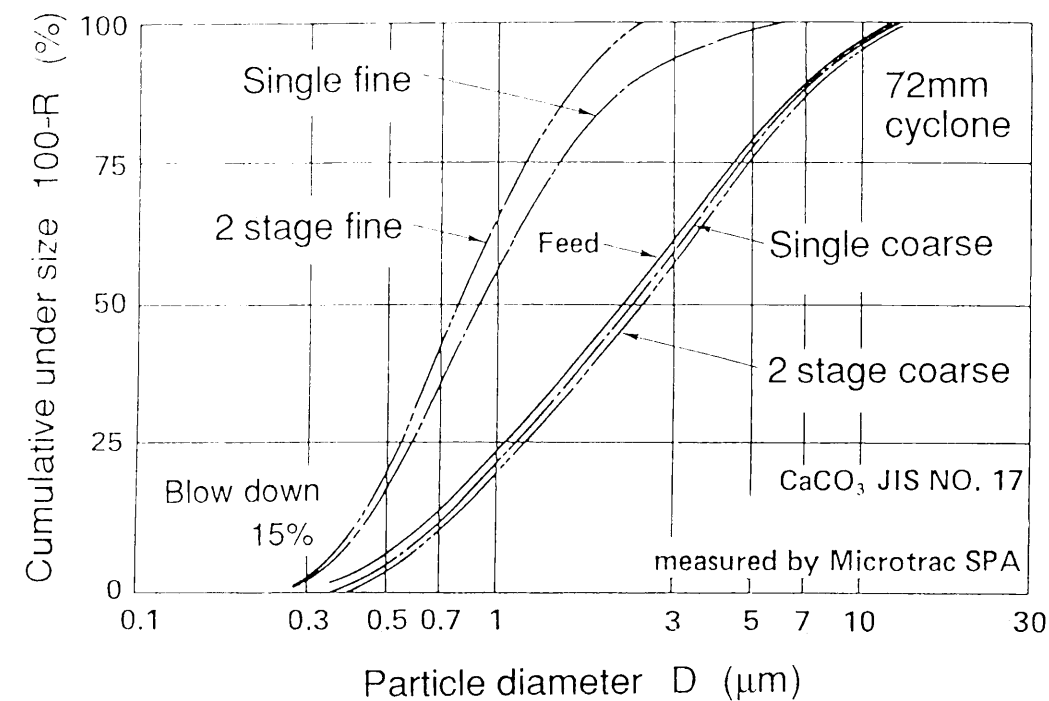


Fig.6-26 Cumulative under size of fine powder classified by 72mm single cyclone and 72mm 2 stage cyclones

Table 6-6 Experimental results

Cyclone diameter (mm)	Cyclone system	Powder	Inlet velocity (m/s)	Blow down ratio (%)	Cut size D_{p50} (μm)	Classification sharpness index κ (-)
72	2 stage	CaCO_3 #2000	19	0	0.38	0.26
			22		0.41	0.25
			25		0.61	0.22
			19	15	0.34	0.75
			22		0.34	0.77
			25		0.35	0.84
		CaCO_3 JIS No.17	25	0	0.61	0.22
				5	0.36	0.38
				10	0.35	0.74
			15	15	0.35	0.84
154	Single	CaCO_3 JIS No.17	30	0	0.43	0.37
	2 stage		20		0.35	0.72
	Single		30	15	0.32	0.94
	2 stage		20		0.33	0.97
	Single		30	0	0.38	0.33
	2 stage		20		0.55	0.48
	Single		30	15	0.35	0.89
	2 stage		20		0.37	0.74

6-3 結言

幾何学的に相似でスケールアップした3種類のサイクロンの分離性能を詳細に検討した。さらに、小型のサイクロンの性能を維持したままスケールアップを行う方法としてサイクロンを直列に2台並べた2連式サイクロンを提案し、その分離性能および性能維持対策としての可能性について検討した。主な結論は以下の通りである。

- (1) 理論計算より分離径はサイクロン直径の平方根に比例して増加するが、分級精度指数はサイクロン直径に係わらず一定となる。
- (2) サイクロン直径が大きくなるにしたがい、50%分離径は大きくなるが、その増加量は理論上の変化量の範囲内にあり、サイクロンを大型化しても50%分離径は理論通りに維持できる。
- (3) サイクロン直径が大きくなるにしたがい、高慣性領域での分離効率の低下が起こり、分級精度は低下する。

- (4) 直径150mm程度の大きさであれば、1 μ m以下の分離径で $\kappa=0.7$ 以上の高い分級精度を持ったサイクロンの設計が可能である。
- (5) 粒度測定法の違いにより分離性能の評価結果が異なる。
- (6) サイクロンを2連式にすることにより分離性能は向上する。また、2連式の理論部分分離効率と実験より得られた部分分離効率とは非常に良く一致する。
- (7) 2連式サイクロンは単独式サイクロンと同様、ブローダウンを5%することにより分離性能は急激に向上し、その後ブローダウン量が増加するにしたがい分離性能は徐々に向上する。
- (8) 全く同一のサイクロンを2連式にすることにより、分離径はほとんど変わらないが、分級精度は向上する。
- (9) サイクロンの大型化における分級精度の維持対策として、2連式サイクロンは有効である。

使用記号

a	: cyclone inlet width	(m)
b	: cyclone inlet height	(m)
d _i	: diameter of cyclone outlet pipe	(m)
d _c	: diameter of cyclone outlet part of coarse powder	(m)
D	: diameter of cyclone cylindrical part	(m)
D _b	: diameter of dust chamber	(m)
D _{bc}	: diameter of bottom cone	(m)
D _p	: particle diameter	(m)
D _{p50}	: particle diameter at 50% partial separation efficiency	(m)
D _{p100}	: particle diameter at 100% partial separation efficiency	(m)
H	: length of cyclone conical part	(m)
L	: length of cyclone cylindrical part	(m)
l _o	: insert length of outlet pipe	(m)
N	: fluid revolution number in cyclone	(-)
R ₁	: spiral radius of cyclone inlet part	(m)
R ₂	: spiral radius of cyclone inlet part	(m)
r	: rotation radius	(m)
u	: fluid velocity	(m/s)
W	: weight of powder	(kg)
Z	: total length of cyclone	(m)
Z _n	: height of dust chamber	(m)

η	: collection efficiency of coarse particles	(-)
$\Delta\eta$: partial separation efficiency	(-)
κ	: classification sharpness index ($=D_{p25}/D_{p75}$)	(-)
μ	: fluid viscosity	(Pa s)
ρ_p	: density of particle	(kg/m ³)
ω	: angular velocity	(rad/s)

引用文献

- 1) Rosin P., E. Rammmler and W. Intelmann : Grundlagen und Grenzen der Zyklonentstaubung, Z. V. D. I., 76, 16 (1932) s.433-436
- 2) Iinoya, K., T. Fuyuki, Y. Yamada, H. Hisakuni and E. Sue : J. Soc. Powder Technol., Japan, 29, 351 (1992)
- 3) Iinoya, K., T. Fuyuki and Y. Yamada : Prep. of 1st European Symp., Separation of Particles from Gases, p.377, Nurnberg, Germany (1989)
- 4) Fuyuki, T., Y. Yamada and K. Iinoya : J. Soc. Powder Technol., Japan, 30, 490 (1993)
- 5) Yoshida, H., T. Saeki, T. Fujioka, T. Ueda and T. Fuyuki : Kagaku Kogaku Ronbunshu, 19, 476 (1993)
- 6) Yoshida, H. : J. Aerosol Research, Japan, 7 (1993)
- 7) Yamada. Y., H. Murata and K. Iinoya : Proceeding of 2nd World Congress Particle Technology Part3, Japan, p.48 (1990)
- 8) 井伊谷鋼一、「新版集塵装置」 日刊工業新聞社 (1973)
- 9) 粉体工学会編、「粉体工学便覧」 日刊工業新聞社 (1986)
- 10) 日本粉体工業技術協会編、「粉体分級技術マニュアル」 広信社 (1990)
- 11) 日本粉体工業技術協会編、「微粒子工学」 朝倉書店 (1994)
- 12) 小川明、「サイクロン分離器」 アース社 (1980)

第7章 結論

本研究はサイクロンの作り出す旋回流場における粒子分離特性をサイクロン形状と分離性能、サイクロン内の流れと圧力損失、サイクロン集塵室の分離性能への影響およびサイクロンスケールアップを検討することにより明らかにし、さらにサイクロンにより分離経が $1\mu\text{m}$ 以下で、分級精度指数 κ が0.6以上の高精度の粒子分離を実現することを目的としたものである。

第1章は序論で本研究の背景および既往の研究の紹介と本研究の位置づけとその目的を述べた。

第2章は実験装置および評価方法で本研究を通じて共通する実験装置、供試粉体、実験方法、評価方法および粒度分布測定法について説明した。

実験装置では、装置の構成と実験の目的上各構成要素に要求される性能およびその特徴、供試粉体では、実験に使用した粉体の真密度、粒度分布およびその特徴、評価方法では、本研究で用いた各評価方法の定義とその指標の意味合い、粒度分布測定法では、各測定原理とその特徴を述べた。

第3章はサイクロン形状と分離性能でサイクロン入口、出口および胴体部分の形状およびサイクロン内壁面粗さを変えて実験を行い、サイクロン内部の旋回気流の変化による粒子分離性能の変化について検討した。

サイクロン入口形状は接線入口式、半円周渦巻入口式、全円周渦巻式の順で分離性能が向上し、きれいな旋回流を形成することが分離性能の向上につながるようになった。

サイクロン出口管は管径が小さく、その挿入長さが長いほど分離性能は向上するが、圧力損失は出口管径のほぼ2乗に逆比例して増大し、また挿入長さが長いほど若干ではあるが低下することがわかった。

サイクロン内壁面粗さに関しては、壁面粗さを粗くしたり、あるいは内壁面積を増加させると気流と壁面との摩擦が増大し、壁面近傍の旋回速度が減少し、分離性能ならびに圧力損失は低下することがわかった。

本章の結果から、サイクロンにより分離経が $1\mu\text{m}$ 以下でなおかつ分級精度の優れた粒子分離が可能であることが明らかになった。

第4章はサイクロン内の流れと圧力損失でサイクロン内壁近傍の流れを観察することによりサイクロン内部の旋回流が蛇管状の気流であることを確認した。そしてモデル実験として種々の管径と回転直径を持つ蛇管の圧力損失の測定を行い、蛇管の圧力損失特性を調べ、さらにサイクロン内部の旋回流をモデル化する蛇管モデルを提案し、実測値との比較検討を行った。

粒子付着法によりサイクロン内壁近傍の流れを観察し、サイクロン内部の旋回流はサ

イクロン入口風速が $20\text{m/s} \sim 25\text{m/s}$ では、入口形状を維持したまま流れているが、入口風速が 30m/s を越えるあたりから流れに乱れが生じることがわかった。

また、測定した蛇管の圧力損失から蛇管の管摩擦係数とレイノルズ数の関係式を蛇管の回転直径 D_c と蛇管直径 D の比 D_c/D をパラメーターとして求め、蛇管の臨界レイノルズ数前後における蛇管の圧力損失特性を考察し、蛇管の管摩擦係数は管内気流速のレイノルズ数と蛇管の D_c/D を考慮して議論する必要があることを指摘した。

さらに、サイクロン内部流れを蛇管によりモデル化し、理論圧力損失を求めたところ、蛇管モデル管内気流速が層流では圧力損失は流速に比例し、乱流では流速の $1.75 \sim 1.77$ 乗に比例し、その中間領域では流速の 2.25 乗に比例することが明らかになった。そして、理論値と実測値との比較検討を行ったところ両者は極めて良く一致することを確認し、現在一般的に使用されているサイクロン入口風速は層流と乱流の中間領域にあたることを指摘した。

本章の結果からサイクロン圧力損失が必ずしも入口風速の2乗に比例せず、入口風速の $1.7 \sim 2.3$ 乗に比例する原因が明らかになった。

第5章はサイクロン集塵室における分離粒子の再飛散とその抑制で集塵室における粗粒子の巻き上げや粗粒子の微粉側への飛び込みと言った再飛散現象について集塵室寸法、ブローダウン量および位置、集塵室円錐形状および位置を変えて実験を行い、集塵室における粒子の再飛散が分離性能へおよぼす影響について検討した。

集塵室寸法に関しては、集塵室直径の分離性能への影響は少ないが、集塵室高さは分離性能に大きく影響することを確認し、粒子性能の変化は集塵室における反転気流による粗粒子の巻き上げが原因であると考えられることから、集塵室における気流の反転は半径方向に小さく、軸方向に長い縦長の領域で生じているものと推定した。

ブローダウンに関しては、ブローダウンすることにより分離性能が著しく向上し、条件によっては分級径 $0.3\mu\text{m}$ 、分級精度指数が0.8を越える極めて精度の高い粒子分離が可能であることが明らかになった。また、その抽気方法は旋回気流の乱れをより少なくできるサイクロン中心軸上で、しかもサイクロン粗粉出口付近から行うことが最も効果的であることもわかった。

集塵室円錐に関しては、集塵室円錐形状との位置を変えることにより分離性能が大きく変化することを確認し、穴付き中空円錐を適切な位置に設置することにより、サイクロン円錐部粗粉出口付近で生じている上昇流と下降流をうまく整流でき、両者の間で起こる粗粒子の微粉側への飛び込みが抑制され分離性能が向上することが明らかになった。

第6章はスケールアップと分離性能で幾何学的に相似でスケールアップした直径 72mm 、 154mm 、 343mm の3種類のサイクロンについて分離性能実験を行い、スケールアップに伴う分離性能の変化について検討した。また、スケールアップに伴う性能維持対策としてサイクロンを直列につなぐ2連式サイクロンを提案し、その分離性能を検討

した。

スケールアップ実験では、サイクロンの大型化にともない分級点は理論通りに維持できるが、分級精度は低下することを確認した。

2 連式サイクロンでは、分離性能の理論計算を行い実験値との比較検討を行ったところ、両者がよく一致することを確認した。また、同一のサイクロンを 2 連式にすることにより、分離経はほとんど変わらないが、分級精度が向上することが確認され、サイクロンの大型化にともなう性能維持対策として 2 連式サイクロンが有効であることが明らかになった。

本研究により、サイクロンにより分離経が $1\mu\text{m}$ 以下でなおかつ分級精度の優れた粒子分離が可能であるとの結論を得た。

以上が本研究の概要であるが、ここで得られた成果が粉体工学の発展に少しでも役立てば幸いである。

謝辞

本研究を行うにあたり、終始ご指導、ご教示を賜りました金沢大学工学部土木建設工学科 金岡 千嘉男 教授に心から感謝の意を表します。

また、本研究にご理解と貴重なご助言を頂きました金沢大学工学部長 江見 準 教授、瀧本 昭 教授、岡島 厚 教授、森 茂 助教授、古内 正美 先生に厚くお礼申し上げます。

本論文は金沢大学における研究結果と筆者の勤務しております日清製粉株式会社において行った研究成果をまとめたものです。研究を進めるに際して、終始大変貴重なご指導を賜りました京都大学 井伊谷 銅 一 名誉教授に心から感謝の意を表します。また、その間、ご理解と貴重なご助言、ご指導を頂きました日清製粉株式会社 豊田 隆三 特別顧問、古川 三明 技術研修所長、安井 昭夫 生産技術研究所長、山田 幸良 粉体研究室長をはじめとする多くの皆様に深く感謝致します。

さらに、本研究にご理解と貴重なご助言を頂きました広島大学 吉田 英人 教授に深く感謝致します。

本研究を進めるにあたり、ご協力頂いた長谷川 正道 氏、小正 剛 氏 (金沢大学 4 年生)、黒田 英輔 氏、里見 尚美さん、平塚 宏子さん、坂田 陽子さん (日清製粉) に厚くお礼申し上げます。

また、本研究に多大なご理解とご助言を頂きました多くの皆様に深く感謝致します。

